



**André Pacheco dos Santos Braceiro**

Licenciatura em Ciências de Engenharia do Ambiente

## **Utilização da Tecnologia de Separação por Membranas na Reabilitação de Sistemas de Tratamento de Água**

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em  
Engenharia do Ambiente – Perfil Engenharia Sanitária

Orientador: Professora Doutora Maria Gabriela Lourenço  
da Silva Féria de Almeida, Faculdade de Ciências e  
Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa

**Dezembro, 2014**



**FACULDADE DE  
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA**



**Utilização da tecnologia de separação por membranas  
na reabilitação de sistemas de tratamento de água**

© *Copyright* em nome de André Pacheco dos Santos Braceiro da FCT/UNL

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade Nova de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objectivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.



*“How inappropriate to call this planet Earth  
when it is quite clearly Ocean.”*

**Arthur C. Clarke**



## AGRADECIMENTOS

Finalizada esta etapa não poderia deixar de expressar o mais profundo agradecimento a todos aqueles que me apoiaram nesta longa caminhada e que contribuíram de forma muito especial para a realização deste trabalho.

À Professora Doutora Gabriela Almeida, pela compreensão, disponibilidade e orientação sempre manifestados.

Aos professores da FCT/UNL que contribuíram para a minha formação.

Às Engenheiras Ana Marcão e Catarina Eusébio, enquanto colaboradoras das Águas do Centro Alentejo, pela disponibilidade, recomendações e informações partilhadas.

Aos meus amigos João Barros Cruz e Joana Sobral Cid, pela presença e a entreaajuda. Um agradecimento especial à minha amiga Sara Espada e Pena, pela forte amizade que promoveu ao longo de todos estes anos e pela sua constante boa disposição.

Ao meu amigo Pedro Barros Cruz, não só pela informação facultada e conhecimento técnico partilhado, mas também pela determinação com que fez sua, uma batalha só minha.

Ao meu Pai Carlos e à minha Mãe Lina, por todo o apoio prestado, por toda a paciência demonstrada e por todo o esforço de uma vida de trabalho para que este dia se tornasse uma realidade.

À minha irmã Diana, por ter estado lá, a mais de 300 km de distância, quando mais precisei. Por ter abdicado, para me apoiar. Por me ter incentivado, quando a vontade faltou.

À Rita.  
Por tudo.





## RESUMO

Os sistemas de tratamento de água, existentes e de futuro, deverão ter em consideração diversos aspectos multidisciplinares, tais como o fenómeno de sobrepopulação, a escassez de água, a deterioração da qualidade das águas superficiais, o aumento das exigências legais e o aumento dos custos de energia. Neste sentido, os processos de separação por membranas (PSM), foram estudados para aferir acerca da sua aplicação na produção de água de elevada qualidade para consumo humano, independentemente das variações de qualidade na origem.

Neste trabalho avaliou-se a qualidade da água da Albufeira de Monte Novo, concluindo-se que esta se encontra eutrofizada e com parâmetros indicadores da qualidade da água classificados com nível >A3. A linha de tratamento convencional, instalada na ETA de Monte Novo, foi avaliada perante um cenário de deterioração da qualidade da água bruta e de novos objectivos definidos para a qualidade final da água tratada. Sem a existência de uma nova etapa final de afinação, não é garantida a completa remoção de parâmetros microbiológicos (microrganismos potencialmente patogénicos, vírus, cianotoxinas) e de subprodutos da desinfecção. Foi proposta uma solução de reabilitação da linha de tratamento, que inclui um processo integrado de UF, complementado pela linha de tratamento existente, que actua como pré-tratamento.

Esta solução foi analisada em termos de custos operacionais, comparativamente à solução actualmente instalada. Em comparação, o consumo energético anual da solução ETA-UF, tanto em época baixa, como em época alta, foi mais elevado, e o consumo de reagentes foi mais reduzido. Globalmente, a poupança obtida através das menores dosagens de reagentes, permitiu à solução ETA-UF diluir o efeito de um maior consumo energético, obtendo-se uma redução de 11% nos custos anuais operacionais e um custo de 0,08 €/m<sup>3</sup> de água tratada. Tendo em conta o elevado investimento inicial na solução ETA-UF, o período de retorno foi de 6 anos, para um horizonte de projecto de 16 anos.

## Palavras-chave

Separação por membranas, Ultrafiltração, Nanofiltração, Microfiltração, Reabilitação, ETA.



## **ABSTRACT**

The existing and the future water treatment systems, should take into consideration several multidisciplinary aspects, such as the phenomenon of overpopulation; water scarcity; surface water quality deterioration; strict regulations and increasing energy costs. On this subject, membrane separation processes (PSM) were studied in order to assess its application in producing high-quality drinking water, regardless of raw water quality variations.

The qualitative evaluation of Albufeira de Monte Novo's surface water, concluded that, not only it is eutrophicated, but also classified as >A3 concerning key water quality indicators. Limitations of Monte Novo's conventional water treatment plant (DWTP) were first evaluated under a raw water quality deterioration scenario and then under new treated water quality requirements. Effectiveness in removing microbial contaminants (such as: potentially pathogenic microorganisms, viruses, cyanotoxins) and disinfection byproducts cannot be guaranteed by the current DWTP configuration. An integrated UF solution was proposed for the rehabilitation of the existing treatment line, which itself acted as a pretreatment.

The integrated UF solution was analyzed in terms of operating costs. In comparison with the existing DWTP, the annual energy consumption (both in off-season and peak-season) was higher, but chemical dosage was reduced. Overall, the savings achieved by lower chemical dosages allowed to surplus the increased energy costs, representing a 11% reduction in annual operating costs and a treated water cost of 0.08 €/m<sup>3</sup>. Concerning the initial capital investment for the integrated UF solution, the payback period is 6 years over a 16 years period.

## **Keywords**

Membrane separation; Microfiltration; Ultrafiltration; Nanofiltration; Retrofitting; Water Treatment Plant.



## INDICE

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
1.1	OBJECTIVOS E METODOLOGIA ADOPTADA.....	1
1.2	ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO .....	1
1.3	MARCOS HISTÓRICOS NA EVOLUÇÃO DA TECNOLOGIA E PROCESSOS DE MEMBRANAS.....	2
1.4	ENQUADRAMENTO GERAL E REABILITAÇÃO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ÁGUA .....	3
1.5	PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS NA PRODUÇÃO DE ÁGUA PARA CONSUMO HUMANO: VANTAGENS E DESVANTAGENS.....	8
<b>2</b>	<b>TECNOLOGIA DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS: DEFINIÇÕES E PRINCÍPIOS BÁSICOS11</b>	
2.1	MICROFILTRAÇÃO .....	12
2.2	ULTRAFILTRAÇÃO .....	13
2.3	NANOFILTRAÇÃO .....	14
2.4	OSMOSE INVERSA .....	15
2.5	PROPRIEDADES DAS MEMBRANAS E REJEIÇÃO DE SOLUTOS.....	16
2.5.1	<i>Cut-Off molecular e tamanho de poro.....</i>	<i>16</i>
2.5.2	<i>Carga superficial das membranas .....</i>	<i>17</i>
2.5.1	<i>Hidrofobicidade/Hidrofília .....</i>	<i>17</i>
2.6	ESTRUTURA E GEOMETRIA DE MEMBRANAS .....	18
2.7	MATERIAIS CONSTITUINTES DAS MEMBRANAS .....	19
2.7.1	<i>Materiais de membranas de MF e UF .....</i>	<i>20</i>
2.7.2	<i>Materiais de membranas de NF e OI.....</i>	<i>21</i>
2.8	FACTORES QUE AFECTAM O DESEMPENHO DE UM SISTEMA DE MEMBRANAS .....	22
2.8.1	<i>Polarização da concentração.....</i>	<i>22</i>
2.8.2	<i>Colmatação das membranas .....</i>	<i>25</i>
2.9	MÓDULOS DE MEMBRANAS.....	34
2.9.1	<i>Módulos de membranas planas estruturadas.....</i>	<i>34</i>
2.9.2	<i>Módulos de membranas de fibra oca.....</i>	<i>35</i>
2.9.3	<i>Módulos de membranas enroladas em espiral.....</i>	<i>37</i>
2.9.4	<i>Módulos tubulares .....</i>	<i>38</i>
<b>3</b>	<b>REABILITAÇÃO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ÁGUA COM INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS .....</b>	<b>41</b>
3.1	QUANTIDADE E QUALIDADE DA ÁGUA NO FUTURO.....	41
3.2	ENQUADRAMENTO LEGAL ACTUAL E FUTURO .....	43
3.3	TECNOLOGIA DE MEMBRANAS PARA O TRATAMENTO DE ÁGUA .....	45
3.3.1	<i>Remoção de compostos orgânicos.....</i>	<i>45</i>
3.3.2	<i>Remoção de compostos inorgânicos.....</i>	<i>56</i>
3.3.3	<i>Remoção de organismos microbiológicos .....</i>	<i>57</i>

<b>4</b>	<b>CARACTERIZAÇÃO DO CASO DE ESTUDO .....</b>	<b>65</b>
4.1	CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA BRUTA DA ALBUFEIRA DE MONTE NOVO.....	65
4.2	CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE A LINHA DE TRATAMENTO EXISTENTE .....	72
4.3	CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA TRATADA E OBJECTIVOS FUTUROS .....	80
4.4	SIMULAÇÃO DE CENÁRIO DE DETERIORAÇÃO DA ÁGUA BRUTA.....	83
4.5	LINHA DE TRATAMENTO ALTERNATIVA .....	84
<b>5</b>	<b>AVALIAÇÃO DE CUSTOS.....</b>	<b>87</b>
5.1	CUSTOS DE OPERAÇÃO DA ETA ACTUAL .....	88
5.2	CUSTOS DE OPERAÇÃO DA ETA-UF .....	90
5.3	CUSTOS DE INVESTIMENTO NA SOLUÇÃO ETA-UF .....	96
<b>6</b>	<b>CONSIDERAÇÕES FINAIS E CONCLUSÕES.....</b>	<b>98</b>
<b>7</b>	<b>BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>102</b>
<b>8</b>	<b>ANEXOS .....</b>	<b>112</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1   Classificação da qualidade da água superficial para usos múltiplos. ....	5
Figura 2.1   Faixas de remoção de solutos em diferentes processos de separação por membranas .	12
Figura 2.2   Representação esquemática da estrutura de diferentes membranas.....	19
Figura 2.3   Classificação de membranas segundo a natureza do material constituinte e estrutura. ..	20
Figura 2.4   Transporte através de membranas porosas.....	24
Figura 2.5   Eficiência da lavagem hidráulica em contra-corrente de uma membrana de MF. ....	33
Figura 2.6   Representação esquemática de colmatção reversível e irreversível em UF. ....	33
Figura 2.7   Membranas de fibra oca. ....	36
Figura 2.8   Entupimento do interior de fibras ocas .....	36
Figura 2.9   Esquema de corte transversal de um módulo em espiral. ....	37
Figura 2.10   Módulo de membranas enroladas em espiral utilizadas em processos de OI .....	37
Figura 2.11   Representação esquemática da separação efectuada num módulo tubular de UF .....	38
Figura 2.12   Módulos de membranas tubulares para UF .....	39
Figura 2.13   Comparação entre módulos de membranas .....	40
Figura 3.1   Distribuição de água no planeta .....	43
Figura 3.2   Principais pressões que afectarão os sistemas de tratamento de água no futuro.....	44
Figura 3.3   Justificações para aplicação de PSM.....	45
Figura 3.4   Esquemas típicos de pré-tratamento a processos de separação por membranas.....	48
Figura 3.5   Remoção de vírus MS2 em membrans de MF/UF. ....	59
Figura 4.1   Linha de tratamento da ETA de Monte Novo .....	73
Figura 4.2   Soluções alternativas para a reabilitção da ETA de Monte Novo .....	85
Figura 5.1   Comparação dos custos de exploração, por tipo, entre a ETA-actual e a ETA-UF.....	95
Figura 5.2   Custos de Exploração da ETA-Actual versus ETA-UF.....	97





## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1.1   Problemas por resolver no sector do abastecimento de água em Portugal.....	4
Tabela 1.2   Aplicações dos PSM no tratamento de água para consumo humano.....	9
Tabela 2.1   Descrição geral e comparação entre PSM aplicados no tratamento de água .....	16
Tabela 2.2   Materiais de membranas tipicamente aplicados no tratamento de água .....	21
Tabela 2.3   Agentes colmatantes precursores de colmatação .....	26
Tabela 3.1   Origem e implicação da turvação na água bruta. ....	46
Tabela 3.2   Pré-tratamentos para MF e UF. ....	49
Tabela 3.3   Remoção de turvação em sistemas de MF e UF. ....	49
Tabela 3.4   - Processos para remoção de compostos orgânicos.....	50
Tabela 3.5   Processos para remoção de compostos orgânicos .....	51
Tabela 3.6   Remoção de MON em processos de separação por membranas .....	51
Tabela 3.7   Concentração de THM e HAA e respectivas taxas de remoção. ....	55
Tabela 3.8   Concentração de SPD e respectivas taxas de remoção. ....	55
Tabela 3.9   Remoção de oocistos de <i>Cryptosporidium parvum</i> e cistos de <i>Giardia Mur</i> em membrans de MF/UF .....	58
Tabela 3.10   Eficiências de remoção de diversos microrganismos através de PSM .....	60
Tabela 4.1   Considerações para classificação do estado trófico da albufeira de Monte Novo .....	66
Tabela 4.2   Classificação do estado trófico da Albufeira de Monte Novo .....	66
Tabela 4.3   Características da água bruta da Albufeira de Monte Novo (de 2004 a 2009/2010) .....	68
Tabela 4.4   Espécies de <i>Cyanobacteria</i> encontradas na Albufeira de Monte Novo .....	72
Tabela 4.5   Concentrações médias mensais e picos de poluentes por época .....	69
Tabela 4.6   Reagentes utilizados na ETA de Monte Novo .....	78
Tabela 4.7  Capacidade de remoção de contaminantes numa linha de tratamento convencional versus alternativas de tratamento .....	79
Tabela 4.8   Excedências de VLE no subsistema de abastecimento Monte Novo entre 2004 e 2014	80
Tabela 4.9   Qualidade da água tratada à saída da ETA de Monte Novo e objectivos de remoção propostos. ....	82

Tabela 5.1   Dados comuns às duas soluções em análise.....	87
Tabela 5.2   Preços de reagentes aplicados na linha de tratamento.....	87
Tabela 5.3   Consumos energéticos da ETA actual.....	88
Tabela 5.4   Custos de reagentes da ETA actual, na época alta. ....	89
Tabela 5.5   Custos de reagentes da ETA actual, na época baixa.....	89
Tabela 5.6   Custos de exploração anuais, da ETA actual. ....	90
Tabela 5.7   Características do módulo de membradas UF em estudo. ....	91
Tabela 5.8   Considerações sobre o dimensionamento do sistema de UF a aplicar. ....	92
Tabela 5.9   Consumo energético, em época alta e baixa, do sistema de UF a aplicar .....	93
Tabela 5.10   Custos de reagentes previstos na ETA-UF, na época na época alta.....	94
Tabela 5.11   Custos de reagentes previstos na ETA-UF, na época na época baixa.....	94
Tabela 5.12   Custos de exploração anuais da ETA-UF. ....	95
Tabela 5.13   Custos de investimento para sistema de UF, no horizonte de 15 anos. ....	96

## ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo I   Capacidade de resistência de diferentes materiais de membranas.....	113
Anexo II   Materiais de membranas utilizados em diferentes PSM .....	114
Anexo III   Principais ocorrências em processos de colmatção biológica de membranas .....	115
Anexo IV   Principais causas e efeitos dos vários tipos de colmatção ocorridos em membranas ...	116
Anexo V   Principais métodos de controlo de colmatção de membranas. ....	117



## LISTA DE ABREVIATURAS

AdCA – Águas do Centro Alentejo

AF – Ácidos fúlvicos

AH – Ácidos húmicos

AWWA – *American Water Works Association*

BDCM – Bromodiclorometano

BMF – Bromofórmio

CA – Acetato de celulose

CAG – Carvão activado granulado

CAP – Carvão activado em pó

CBO – Carência bioquímica de oxigénio

CLF – Clorofórmio;

COD – Carbono orgânico dissolvido

CODB – Carbono orgânico dissolvido biodegradável

CONFAGRI – Confederação Nacional das Cooperativas Agrícolas e do Crédito Agrícola de Portugal

COT – Carbono orgânico total

CQO – Carência Química de oxigénio

DAF – Flotação por ar dissolvido

DBCM – Dibromoclorometano;

EDTA – Ácido etilenodiamino tetra-acético

EEA – *European Environment Agency*

ETA – Estação de tratamento de água

ETAR – Estação de tratamento de águas residuais

EUA – Estados Unidos da América

HAAs – Ácidos haloacéticos

INAG – Instituto Nacional da Água

IPCC – *Intergovernmental Panel on Climate Change*

MAOTDR – Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional

MF – Microfiltração

MIB – 2-metilisoborneol

MON – Matéria orgânica de origem natural

MWCO – *Molecular Weight Cut-Off*

NDWC – National Drinking Water Clearinghouse

NF – Nanofiltração

NTU - Unidades Nefelométricas de Turbidez

OI – Osmose Inversa

OMS- Organização Mundial de Saúde

PAN – Poliacrilonitrila

PEAASAR – Plano Estratégico de Abastecimento de Água e de Saneamento de Águas Residuais

PE – Polietileno

PES – Poliétersulfona

PS – Polissulfona

PSM – Processos de separação por membranas

PVDF – Fluoreto de polivinilideno

SNIRH – Sistema Nacional de Informação de Recursos Hídricos

SPD – Subprodutos da desinfecção

SPE – Substâncias Poliméricas Extracelulares

SST – Sólidos suspensos totais

THMs - Trihalometanos

U.S.EPA – *United States Environmental Protection agency*

UF – Ultrafiltração

UN – *United Nations*

USDI – *United States Department of the Interior*

UV – Radiação ultra-violeta

VMA – Valor máximo admissível

VMR – Valor limite recomendado

WHO – *World Health Organization*

WRF – *Water Research Foundation*





# 1

## INTRODUÇÃO

### 1.1 OBJECTIVOS E METODOLOGIA ADOPTADA

O presente trabalho teve o objetivo de estudar a viabilidade da aplicação de processos de separação por membranas (PSM) no tratamento de água superficial para consumo humano, enquadrando-a do ponto de vista económico, ambiental e do desempenho operacional/funcional. Este trabalho teve como estudo de caso, a origem de água superficial localizada na albufeira de Monte Novo. Foi analisada a linha de tratamento existente perante um cenário de deterioração da qualidade de água de origem, e foi identificado o conjunto de parâmetros críticos, do ponto de vista do tratamento convencional. Foi realizada uma revisão do estado actual de conhecimento acerca das tecnologias convencionais de tratamento de água e da tecnologia de separação por membranas. Foi estudada a pertinência (do ponto de vista económico e de eficiência) da integração de PSM no tratamento de águas superficiais, como alternativa aos processos convencionais, na remoção desses parâmetros ditos significativos, incluindo as vantagens e desvantagens intrínsecas à remoção dos mesmos.

Pretendeu-se, assim, contribuir para o estudo da reabilitação de linhas de tratamento convencionais obsoletas, através da sua substituição por tecnologias mais limpas, robustas e flexíveis, que assegurem um tratamento eficaz independentemente da qualidade da água na origem e que oferecessem uma solução capaz de antecipar prováveis actualizações/modificações nas exigências legais relativamente à qualidade da água para consumo humano.

### 1.2 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

A presente dissertação, intitulada “Utilização da tecnologia de separação por membranas na reabilitação de sistemas de tratamento de água”, está organizada na seguinte forma:

- Capítulo 1: Introdução. Neste capítulo é efectuada uma introdução histórica acerca da tecnologia de membranas bem como um apanhado geral referente à pertinência, ao enquadramento geral e às vantagens e desvantagens conhecidas que rodeiam a aplicação de PSM ao tratamento de água para consumo humano. É também apresentada a situação de referência (análise quantitativa e qualitativa) relativamente ao caso de estudo.
- Capítulo 2 – Definições e princípios básicos da tecnologia de separação por membranas. Estão descritos os fundamentos, princípios e aspectos operacionais sobre membranas e processos de separação por membranas, considerados pertinentes para a realização da presente dissertação e baseados na bibliografia da especialidade.

- Capítulo 3 – Reabilitação de sistemas de tratamento de água com integração de processos de separação por membranas. Neste capítulo realizou-se uma revisão bibliográfica sobre deterioração da qualidade da água, impactes dos factores naturais e humanos na contaminação biológica, orgânica e inorgânica das massas de água. Foi também analisada a remoção dos principais contaminantes através de processos de membranas.
- Capítulo 4 – Estudo de Caso. Apresentado um cenário de deterioração da qualidade da água na origem, avaliando as limitações da linha de tratamento convencional existente na ETA de Monte Novo, e foi proposta uma solução de reabilitação alternativa, recorrendo a tecnologia de membranas.
- Capítulo 5 – Avaliação de Custos. Foi efectuada uma avaliação dos custos de exploração referentes à aplicação de um PSM na linha de tratamento.
- No Capítulo 6 – Considerações finais e Conclusões.

### 1.3 MARCOS HISTÓRICOS NA EVOLUÇÃO DA TECNOLOGIA E PROCESSOS DE MEMBRANAS

Os primeiros passos na evolução dos processos de separação por membranas (PSM) foram dados a nível laboratorial. A sua utilização era particularmente útil em medições analíticas e em simulações do comportamento de gases (Baker, 2004). As primeiras grandes aplicações de membranas em processos de separação surgem no período da 2ª grande guerra mundial, acompanhando a evolução da ciência de polímeros que começara em 1937, com o desenvolvimento da primeira poliamida sintética - o *Nylon* (Hermes, 1996 citado por Glater, 1998). Desde aí, os PSM estão associados a grandes descobertas científicas: **(1)** o acesso à energia nuclear ocorre depois de se efectivar a separação de isótopos de urânio por difusão gasosa; **(2)** a invenção da hemodiálise, por Wilhelm Kolff, que ainda hoje salva milhares de vidas diariamente, consiste na aplicação de uma membrana para filtração e depuração do sangue (Bödekker, 1995; Baker, 2004). Todos estes avanços contribuíram para demonstrar o potencial da ciência de membranas e libertá-la do estigma de mera curiosidade laboratorial.

A produção de membranas à escala industrial começa a partir de 1950, no período após a 2ª grande guerra mundial. Especificamente em relação ao sector ligado ao tratamento de água para consumo humano, conforme referem Glater (1998) e Baker (2004), terá sido a problemática da sobrepopulação *versus* disponibilidade de água, em regiões áridas e semi-áridas, o factor que motivou os investimentos realizados na investigação e pesquisa para o desenvolvimento de métodos económicos de obter água potável a partir de água do mar. Um importante contributo foi dado por Loeb e Sourirajan em 1960, ao desenvolverem uma membrana de estrutura assimétrica que

consistia numa camada superior selectiva, densa e de espessura ultra-fina ( $< 0,5 \mu\text{m}$ ), suportada por uma camada microporosa, permeável e de espessura mais grosseira ( $50\text{-}200 \mu\text{m}$ ), capaz de transmitir resistência mecânica, mas ao mesmo tempo de facilitar o transporte interno. Este tipo de membrana permitiu atingir um fluxo 10 vezes superior, comparativamente a qualquer outra então existente. A partir deste marco, a tecnologia de membranas foi evoluindo favoravelmente no sentido de anular as suas principais desvantagens: a falta de selectividade, os elevados custos associados, a lentidão do processo de filtração e a pouca fiabilidade inerente aos processos que as utilizavam (Mulder, 1997; Baker, 2004).

O aumento de interesse relativamente à tecnologia de membranas verificado no período entre 1960 e 1970 está associado não só ao fabrico de membranas altamente eficientes, livres de defeitos e com grande capacidade de produção de fluxo, mas também à incorporação deste tipo de membranas em módulos compactos, dotados de grandes áreas de filtração. Os módulos de membranas permitiram reduções significativas do espaço útil ocupado, maiores facilidades nas operações de manutenção e de substituição de equipamento e melhorias no controlo dos fenómenos de polarização da concentração. Em última análise, os módulos de membranas possibilitaram a redução de custos e tornaram as membranas numa solução viável e prática para aplicação em processos de separação ligados a várias áreas, desde a indústria química, farmacêutica e de processamento alimentar, até ao tratamento de água (Cheryan 1998; Baker, 2004; Strathmann *et al.*, 2006).

#### **1.4 ENQUADRAMENTO GERAL E REABILITAÇÃO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ÁGUA**

Assegurar a sustentabilidade ambiental foi um dos alvos definidos pela Declaração do Milénio, adoptada no ano 2000, por todos os 189 Estados Membros da Assembleia Geral das Nações Unidas. Para atingir esse objectivo foram estipuladas duas metas: (1) reduzir para metade, até 2015, a percentagem de população mundial sem acesso a água potável (comparativamente à existente em 1990); (2) garantir que até 2025 a totalidade da população mundial terá acesso a água segura para ser consumida. No decorrer da concretização deste objectivo, cerca de 1,6 mil milhões de pessoas em todo o mundo obtiveram acesso a água potável no período entre 1990 e 2008. Não obstante, cerca de 880 milhões de pessoas continuam expostas ao consumo de água de má qualidade microbiológica (UN, 2008). Este facto tem consequências inaceitáveis na saúde pública. Ashbolt (2004), citado por Peter-Varbanets *et al.* (2009), menciona que 9 em cada 10 vítimas mortais de diarreia infecciosa (provocada pela ingestão de água imprópria para consumo) são crianças. Estimativas recentes indicam que esta doença seja responsável por cerca de 2,2 milhões de mortes infantis anuais, e referem que o acesso a água potável poderia diminuir a sua ocorrência em 90% (WHO, 2010).

A nível nacional, o Plano Estratégico de Abastecimento de Água e de Saneamento de Águas Residuais (PEAASAR II) previa alcançar, durante o período de 2007-2013, o objectivo operacional de 95% de população servida com água para consumo humano de elevada qualidade e em conformidade com os valores paramétricos enunciados no Decreto-Lei nº 306/2007, que estabelece o regime da qualidade da água destinada ao consumo humano. A justificar a necessidade de investimento estava o facto de alguns problemas fundamentais continuarem por resolver, conforme se descrevem na tabela 1.1:

**Tabela 1.1 | Problemas por resolver no sector do abastecimento de água em Portugal  
(Adaptado de: PEAASAR II, 2007).**

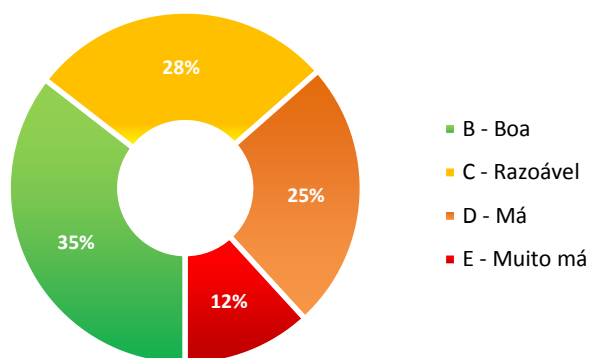
NATUREZA	DESCRIÇÃO DOS PROBLEMAS
<b>ESTRUTURAL</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Níveis de atendimento à população em quantidade e qualidade aquém dos padrões de vida e de protecção ambiental exigíveis numa sociedade moderna e desenvolvida.</li> </ul>
<b>OPERACIONAL</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Má qualidade das origens de água destinadas à produção de água para consumo humano.</li> <li>Faltas sazonais de disponibilidade hídrica em algumas regiões.</li> <li>Deficiente qualidade da água distribuída em alguns casos pontuais.</li> <li>Deficiente concepção, projecto ou construção de ETA, incapazes de cumprirem os parâmetros legais de qualidade visados.</li> <li>Elevado nível de envelhecimento e de degradação de muitos sistemas de captação, tratamento e adução de água.</li> </ul>
<b>AMBIENTAL</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Dificuldades no cumprimento das revisões e/ou actualizações da legislação ambiental decorrentes de novas directivas adoptadas.</li> </ul>

Em Portugal existem ainda regiões onde as taxas de atendimento de saneamento são inferiores a 50 % e embora o PEAASAR II defina uma média nacional de 95%, sabe-se que essa é fortemente influenciada pelas grandes áreas metropolitanas onde as taxas de atendimento, em alguns casos, são superiores a 95%. O período 2007-2013 foi marcado, à escala global, pela crise económica, pelo que alguns aspectos definidos no plano estratégico PEAASAR II tiveram de ser reavaliados. Tal irá repercutir-se na formulação das directrizes a serem expostas no novo plano estratégico PEAASAR III, para o período 2014-2020.

Em Portugal, é o Decreto-Lei nº 236/98 que define os requisitos a observar para utilização de águas superficiais destinadas à produção de água para consumo humano. Neste particular, o referido

documento estabelece três categorias de qualidade de águas superficiais (A1, A2 e A3) e impede que águas superficiais cuja qualidade seja inferior à da categoria A3 (>A3, simbolicamente) sejam utilizadas para esse fim, excepto quando perante circunstâncias excepcionais e na falta de alternativas técnica ou economicamente viáveis, e desde que a água seja sujeita a um processo de tratamento apropriado que lhe confira características de qualidade conformes com as normas de qualidade constantes no Decreto-Lei nº 306/2007.

Desta forma é pertinente avaliar o estado das águas superficiais no nosso País e estudar a hipótese do tratamento de águas com qualidade inferior a A3. Dados de 2008, obtidos através do SNIRH e apresentados na Figura 1.1, indicam que 37% das massas de água superficiais apresentam qualidade má ou muito má. Da mesma análise é possível inferir que pouco mais de um terço da água superficial portuguesa é considerada de boa qualidade:



**Figura 1.1 | Classificação da qualidade da água superficial para usos múltiplos (Fonte: SNIRH).**

A classificação da qualidade da água para usos múltiplos representada na Figura 1.1 permite obter informação sobre os usos que potencialmente podem ser considerados na massa de água classificada. Num paralelismo feito para as classes referidas no Decreto-Lei 236/98, admite-se que as classes D e E correspondem às categorias A3 e >A3, respectivamente. Desta forma, existe todo um potencial de uso de águas de qualidade inferior que interessa estudar e analisar para futuro tratamento.

O não-tratamento é uma das soluções normalmente consideradas quando a linha de tratamento convencional associada a uma origem de água se torna incapaz de cumprir os requisitos legais estabelecidos. Esta opção pode efectivar-se através do abandono da origem de água; da mistura de fontes de água ou através da compra de água a outros sistemas de tratamento (durante os picos de deterioração). Outra solução recai directamente sobre a obsolescência dos processos convencionais e propõe-se reabilitar a linha de tratamento com a inclusão de tecnologia não-convencional (e.g.

separação por membranas), com o objectivo de a dotar com a flexibilidade necessária para a produção de água de elevada qualidade independentemente das oscilações de qualidade na origem.

Qualquer opção técnica deve ser escolhida tendo em conta o ponto de vista económico e a sensibilidade de que, numa perspectiva de sustentabilidade, o mais barato e o mais caro não podem ser as únicas variáveis envolvidas no processo. Existem outros factores de ordem ambiental, de antecipação legal e de cariz social que devem ser ponderados antes de se decidir por determinada solução.

Embora a partir do ano 2000 as maiores preocupações se tenham focado na problemática da formação de subprodutos na etapa de desinfecção, o desafio emergente para o restante século XXI é bastante mais exigente e envolve várias temáticas. Toda uma panóplia de variáveis irá influenciar as futuras decisões em relação ao tratamento de água para consumo humano: as alterações climáticas; a pressão contínua do homem sobre as reservas hídricas; a escassez e procura de água; e o fenómeno da sobrepopulação.

Importa reflectir sobre uma gestão estratégica e de preservação das reservas hídricas de melhor qualidade. A produção de água com elevada qualidade para consumo humano através de origens alternativas (e.g. água do mar, água residual tratada, águas salobras e águas superficiais de fraca qualidade) pode desempenhar um papel importante no duelo “disponibilidade hídrica *versus* sobrepopulação” que se desenrola ao mesmo tempo que se assiste a um agravamento da qualidade das águas superficiais, influenciado tanto por factores naturais como por factores humanos.

Para alguns autores a evolução do uso do solo (urbanização e impermeabilização); a desflorestação; o consumo excessivo de água; a poluição urbana, agrícola e industrial; as descargas ilegais de esgoto doméstico e de resíduos tóxicos perigosos; as actividades de recreio; as chuvas ácidas e as descargas de ETAR, são os principais factores humanos que têm contribuído para a presença de novos contaminantes nas massas de água superficiais e para a deterioração da sua qualidade (Hroncich em AWWA, 1999; Delpla *et al.*, 2009). Também o efeito que as alterações climáticas têm nos extremos de temperatura e de precipitação, afecta a qualidade das águas superficiais de diferentes formas. Por exemplo: o aumento da turvação, da carga microbiana e da concentração de metais pesados provocados pela suspensão de material depositado no fundo dos rios/albufeiras durante períodos de cheias e de forte precipitação, e também a ocorrência de fenómenos de eutrofização e de *blooms* de cianobactérias tóxicas durante as vagas de calor e períodos de seca, são alguns dos problemas que os sistemas convencionais de tratamento terão de enfrentar no futuro, com maior frequência e com as limitações inerentes que lhes são conhecidas.

O principal objectivo do tratamento de água é a remoção dos seus contaminantes para uma efectiva protecção da saúde humana. No caso de ETA's com captação em origens de água superficiais, as sequências de operação e processos unitários que são comumente incluídas na linha de tratamento são: pré-oxidação, coagulação/floculação, decantação, filtração, desinfecção e correcção

de pH (U.S.EPA, 2005; Vieira *et al.*, 2007; Rosa *et al.*, 2009). A filtração convencional em meio granular (filtros lentos de areia e filtros rápidos de areia ou de areia e antracite) não garante a remoção absoluta dos microrganismos patogénicos e vírus. Por este motivo, a nível nacional, a etapa final de desinfecção é obrigatória, independentemente da qualidade da água captada e do esquema de tratamento adoptado.

Existem, contudo, alguns microrganismos particularmente resistentes aos tratamentos químicos efectuados nas etapas de desinfecção primárias, como é o caso do protozoário microscópico *Giardia lamblia* (Korich *et al.*, 1990 e Finch *et al.*, 1994 citados por Bettancourt & Rose, 2004). Também o protozoário *Cryptosporidium parvum* provou ser resistente a elevadas dosagens de cloro e de cloroaminas (Korich *et al.*, 1990 e Gyürék *et al.*, 1997 citados por Bettancourt & Rose, 2004). Num estudo realizado por Castro-Hermida *et al.* (2008), onde foi analisada a qualidade microbiológica da água tratada em 16 ETA com linhas de tratamento convencionais, os resultados denunciaram a presença de oocistos de *Cryptosporidium spp* e de *Giardia duodenalis* em 75% e 100% dos casos, respectivamente.

A inactivação/destruição de organismos, é efectuada pelas etapas de oxidação ou desinfecção, com recurso de agentes desinfectantes. A dosagem destes depende da sua potência oxidantes, da maior ou menor presença de microrganismos, do pH, do teor em MON, da temperatura e do tempo de contacto. O uso de desinfectantes alternativos (e.g. cloro, dióxido de cloro, ozono), aumenta assim a possibilidade de formação de subprodutos de desinfecção (SPD) (U.S.EPA, 2005). As variações de concentração de SPD dependem do agente desinfectante usado, do teor em matéria orgânica de origem natural (MON) presente na água bruta e das características da própria água. Uma maior concentração de MON na massa de água a tratar, obriga a maiores consumos de agentes desinfectantes e coagulantes. As substâncias húmicas, que compõem a fracção dominante da MON aquática, são especialmente reactivas com uma variedade de oxidantes e desinfectantes utilizados nas linhas de tratamento de água. Estas substâncias reagem com as espécies cloradas e formam trihalometanos e ácidos haloacéticos (Singer, 1999 e Leeuwen *et al.*, 2005 citados por Bekbolet *et al.*, 2005). Vários estudos mencionam que os SPD são carcinogénicos e mutagénicos, estando relacionados com a ocorrência de cancro, atrasos no crescimento, abortos espontâneos e problemas cardíacos congénitos. (Dodds *et al.*, 1999; Ivancev *et al.*, 2002; Yang *et al.*, 2000 e Cedergren *et al.*, 2002 citados por Uyak *et al.*, 2008).

O aumento das exigências legais, em termos de qualidade de água para consumo humano, tem acompanhado a evolução dos métodos analíticos que permitem actualmente a identificação e quantificação de compostos inorgânicos e orgânicos (e.g. hidrocarbonetos poliaromáticos, THM, compostos organoclorados e organofosfatados) que até há pouco tempo eram desconhecidos. Produtos farmacêuticos, hormonas, disruptores endócrinos, toxinas e agentes patogénicos têm sido apontados como os principais contaminantes emergentes nas massas de água, em todo o mundo. Este facto, aliado a uma diminuição da qualidade das águas de origem superficial, perspectiva actualizações de legislação que se prevê cada vez mais rigorosa. Sabendo que as limitações

inerentes aos processos convencionais de tratamento não permitirão que se atinja totalmente os requisitos legais, a tecnologia de separação por membranas surge como alternativa e é neste cenário que tem vindo a ganhar destaque. Adicionalmente, hoje em dia existe uma ênfase na limitação do uso de agentes químicos durante o processo de tratamento de água para consumo humano. Alguns PSM, especificamente a UF e NF, ao removerem de forma eficaz os microrganismos patogénicos e vírus, respectivamente, podem reduzir significativamente a adição de químicos, como o cloro, utilizados na etapa final de desinfecção.

Assim, na reabilitação de sistemas de tratamento, o sentido de sustentabilidade ambiental e de preservação das massas de água doce terá de estar presente. As tecnologias de tratamento a escolher deverão ser capazes de produzir uma água para consumo humano, capaz de cumprir as normas cada vez mais restritivas e rigorosas, a partir de origens de água alternativas de qualidade inferior. É, pois, neste contexto de elevada exigência de remoção de contaminantes da água, que a aplicação da tecnologia de membranas em processos de filtração surge como uma alternativa a analisar.

## **1.5 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS NA PRODUÇÃO DE ÁGUA PARA CONSUMO HUMANO: VANTAGENS E DESVANTAGENS**

O interesse demonstrado pelo sector do tratamento de água na tecnologia de membranas tem aumentado nas últimas décadas em função do aumento das exigências legais no que concerne a qualidade da água para consumo humano, bem como do agravamento da qualidade das águas superficiais de origem. Com efeito, a procura de materiais e de equipamentos de membranas tem crescido a um ritmo anual acelerado (Leiknes, 2009; Anon, 2006 citado por Peter-Varbanets *et al.*, 2009).

De um modo geral, uma membrana pode ser definida como uma barreira dotada de resistência selectiva à transferência de massa entre duas fases, promovendo a passagem de alguns elementos e a retenção de outros (Degrémont, 1989; Mulder, 1997; Taylor & Wiesner em AWWA, 1999; Baker, 2004;). Os PSM com aplicação no sector do tratamento de água para consumo humano, são a microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose inversa (OI) (Jacangelo *et al.*, 1997; Taylor & Wiesner em AWWA, 1999; Pressdee *et al.*, 2006; Koltuniewicz & Drioli, 2008). Conforme se pode observar na **Erro! A origem da referência não foi encontrada.**, aplicação de PSM no tratamento de água, como alternativa aos processos convencionais, varia de acordo com o objectivo de remoção e com o tipo de compostos a remover:



**Tabela 1.2 | Aplicações dos PSM no tratamento de água para consumo humano (Adaptado de: Mulder, 1997; Jacangelo, 1997; Taylor & Wiesner em AWWA, 1999; U.S.EPA, 2005; Almeida, 2008; Bottino et al., 2009).**

OBJECTIVO DE REMOÇÃO	PROCESSOS CONVENCIONAIS	PSM
Turvação, SST, partículas coloidais, bactérias, cistos de protozoários, organismos patogénicos	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Coagulação/floculação</li> <li>• Filtração</li> <li>• Desinfecção</li> </ul>	MF
Vírus, cor, odor, macromoléculas, ácidos húmicos, MON	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Carvão activado</li> <li>• Cloragem</li> <li>• Filtração</li> <li>• Arejamento</li> </ul>	UF
Dureza, sulfatos, ferro, metais pesados, COT, compostos orgânicos de baixo peso molecular, iões bivalentes dissolvidos, precursores de SPD	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Amaciamento com cal</li> <li>• Troca iónica</li> <li>• Oxidação</li> <li>• Filtração</li> <li>• Coagulação/floculação</li> </ul>	NF
Sais dissolvidos, compostos orgânicos sintéticos, espécies de baixo peso molecular e iões monovalentes.	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Evaporação</li> <li>• Troca iónica</li> </ul>	OI

Quando comparada com as técnicas de tratamento convencionais, a tecnologia de membranas apresenta vantagens que a podem tornar numa solução viável para substituir alguns processos como a ozonização, flotação, precipitação química, coagulação e floculação, cloragem e filtração convencional. No desenvolvimento dos seus estudos sobre a aplicação de PSM ao tratamento de água, alguns autores (Cabassud *et al.*, 1991; Jacangelo *et al.*, 1997; Mulder, 1997; Lerch *et al.*, 2005; Presdee, 2006; Zularisam et al 2006; Koltuniewicz & Drioli, 2008; Arnal *et al.*, 2009), enunciam as principais vantagens encontradas:

**1** – Capacidade de produzir uma água tratada de elevada qualidade, independentemente das variações de qualidade que possam existir na água de origem. A selectividade das membranas (taxa de rejeição de um soluto) permite a remoção de praticamente todo o espectro de contaminantes orgânicos, inorgânicos e microbiológicos que ocorrem nas massas de água. Isto significa que a tecnologia de membranas pode oferecer uma maior flexibilidade e capacidade de resposta a condições dinâmicas e a vários cenários de deterioração da qualidade da água;

**2** – Facilidade e simplicidade no controlo operacional, na manutenção e na substituição de equipamento;

**3** – Maior viabilidade a nível construtivo e de dimensionamento. Os sistemas de membranas são fabricados em formatos compactos e modulares que oferecerem menor ocupação de espaço útil;

**4** - Menor produção de lamas e redução da adição de químicos (coagulantes, floculantes, desinfetantes) ao processo de tratamento de água, e portanto um menor impacto ambiental bem como reduzida probabilidade de formação de subprodutos;

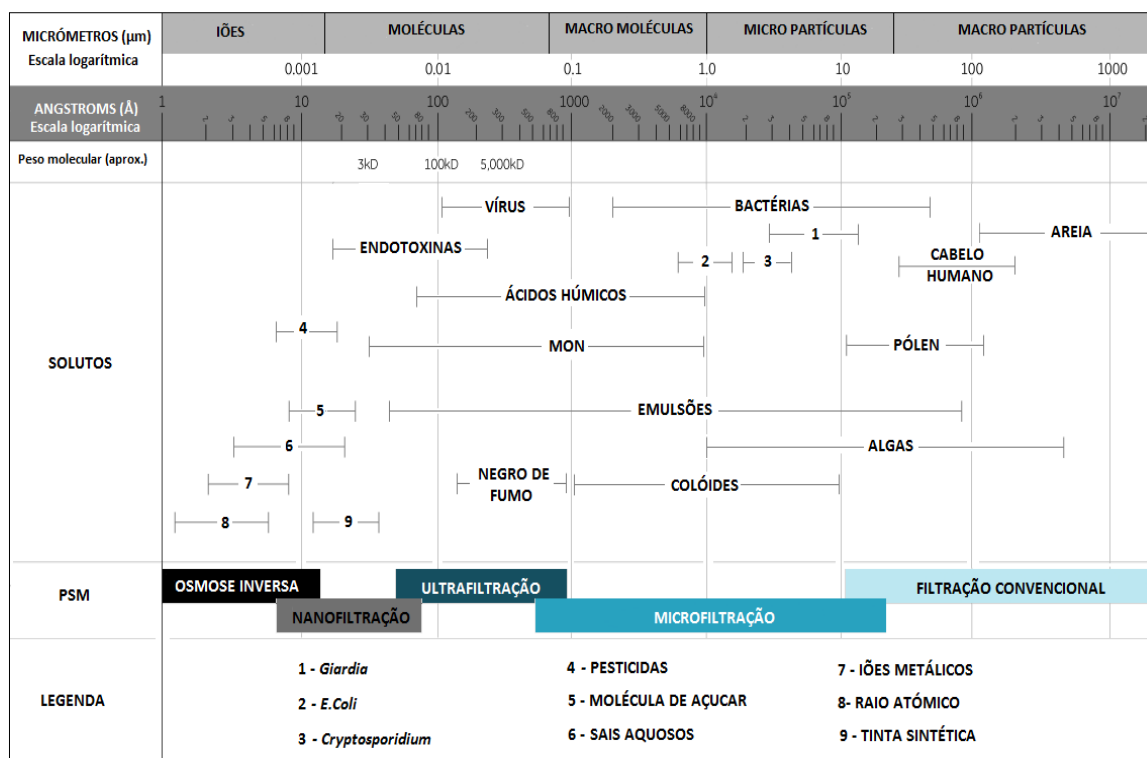
**5** – Os processos de membranas podem ser facilmente combinados com outros processos convencionais com o objectivo de melhorar o processo de filtração (sistemas híbridos).

Por outro lado, o grande inconveniente apontado à separação por membranas é o declínio do fluxo de água tratada ao longo do tempo. O declínio de fluxo de permeado está directamente relacionado com a colmatação da membrana. A colmatação pode ser definida como a deposição de todo e qualquer material na superfície de uma membrana. Existem fundamentalmente quatro tipos de deposição, de acordo com Singh (2006): **(1)** orgânica (causada pela presença de MON bem como ácidos e substâncias húmicas); **(2)** deposição inorgânica (provocada pela presença de minerais e/ou matéria coloidal); **(3)** formação de incrustações ou colóides de sais minerais insolúveis (causada pela precipitação química de iões metálicos bivalentes e pela sua elevada insolubilidade na presença de iões de sulfato, carbonato e fosfato); **(4)** formação de biofilme (provocado pela agregação microbiana na superfície da membrana, seguida por um crescimento e multiplicação dos microrganismos).

## 2 TECNOLOGIA DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS: DEFINIÇÕES E PRINCÍPIOS BÁSICOS

Uma membrana pode ser definida como uma barreira permeável e selectiva, colocada entre duas fases, que permite restringir de forma específica a transferência de massa entre estas (Mulder, 1997; Madaeni, 1999). Em sistemas de tratamento de água, a operação de filtração estabelece a separação de substâncias presentes na água (na forma particulada ou coloidal), por passagem desta através de um meio filtrante (poroso, fibroso ou granular) capaz de reter os sólidos na sua matriz ou superfície. Ao contrário da filtração convencional que pode utilizar areia, areia e antracite, carvão activado, brita calcária ou diatomáceas como constituintes do leito filtrante, a separação por membranas utiliza um único interface: a própria membrana, cuja separação produzirá uma fase de permeado (fase constituída pelos componentes que permeiam pela membrana) e uma fase de concentrado (fase rica nos constituintes rejeitados pela membrana). No caso do tratamento de água para consumo humano o permeado será a água filtrada e o concentrado será a lama. Para a efectivação do transporte através da membrana é necessário a aplicação de uma força motriz aos componentes existentes no fluxo de alimentação, permitindo que os seus constituintes (material dissolvido e particulado) sejam parcial ou totalmente retidos pela membrana e que a água permeie através desta. As forças motrizes podem ser gradientes de pressão, de concentração, de temperatura e de potencial eléctrico. No sector do tratamento de águas, para os processos de MF, UF, NF e OI a força motriz é o gradiente de pressão existente entre a zona de alimentação e a zona de permeado.

De acordo com a figura 2.1 abaixo apresentada, à medida que se passa de MF para UF e de NF para OI, o peso molecular dos constituintes removidos pelos processos de separação por membranas diminui, bem como a dimensão do poro da membrana. Do mesmo modo, com o decréscimo da dimensão dos poros entre PSM, a pressão necessária para efectivar a separação aumenta. Desta forma é comum classificarem-se os processos de MF e UF como processos de baixa pressão e a NF e a OI como processos de alta pressão.



**Figura 2.1 | Faixas de remoção de solutos em diferentes processos de separação por membranas (Fonte: General Electric, 2011).**

## 2.1 MICROFILTRAÇÃO

O tamanho de poro das membranas utilizadas em MF varia entre 10 - 0,05 µm (Mulder, 1997) sendo frequente o uso de membranas com tamanho de poro de 0,2 µm em sistemas de tratamento de água (Kawamura, 2000). A faixa de remoção de constituintes situa-se entre 10 – 0,1 µm e a MF é geralmente empregue para a remoção de sólidos suspensos totais (SST), cistos de protozoários (*Giardia lamblia* e *Cryptosporidium parvum*), turvação, partículas coloidais, algas, algumas bactérias e organismos patogénicos. Devido ao facto da MF ser o processo de separação por membranas mais permissivo (poros de maiores dimensões), esta opera em condições de baixa pressão (geralmente inferiores a 2 bar). De facto, a resistência que as membranas de MF oferecem à passagem de água é fraca, e o fluxo de permeado obtido é elevado (tipicamente > 500 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup>) (Mulder, 1997). O fluxo de permeado produzido em processos de MF é caracterizado por água e solutos dissolvidos.

O processo de MF pode também ser utilizado como um pré-filtro a processos de NF e OI. De facto, actuando isoladamente, o processo de MF apresenta uma percentagem de remoção de matéria orgânica quase nula. Um incremento na remoção de matéria orgânica, e consequente retardamento

da colmatação das membranas, é possível através de um pré-tratamento a montante do processo de MF.

Para aplicação em tratamento de água para consumo humano, as configurações de módulos de membranas de MF mais utilizadas são os módulos de membranas de fibra oca e os módulos de membranas tubulares, uma vez que estes permitem que se efectue a operação de contra-lavagem para descolmatação. Os módulos de membranas enroladas em espiral não são normalmente empregues a processos de MF uma vez que a superfície das membranas planas, constituintes dessa configuração, é muito difícil de limpar hidraulicamente.

Existem dois métodos de minimização da colmatação de uma membrana de MF: **(1)** contra-lavagem da membrana, **(2)** pré-tratamento a montante do processo de separação. A contra lavagem de membranas difere da contra lavagem aplicada a filtros convencionais, já que os ciclos duram poucos minutos. Na maioria dos sistemas esta operação é automatizada e caso a contra-lavagem se mostre incapaz de restabelecer o fluxo de permeado então é necessário recorrer à limpeza química da membrana. Por outro lado, o pré-tratamento de membranas tem um carácter preventivo, ou seja, ao remover vários constituintes naturais da água, antes de esta ser introduzida no processo de MF, removerá também potenciais agentes colmatantes da membrana. Desta forma o pré-tratamento pode aumentar ou manter o fluxo de permeado, bem como retardar a colmatação da membrana e aumentar o seu tempo de vida (NDWC, 1999).

## 2.2 ULTRAFILTRAÇÃO

Em comparação com a MF, a UF utiliza membranas com porosidade significativamente menor, na faixa de 0,001 - 0,1  $\mu\text{m}$  (Mulder, 1997; Kawamura, 2000) e que são caracterizadas por um *cut-off* molecular (MWCO) que varia entre 10 000 – 100 000 Da. Tal como a MF, a UF também opera a pressões relativamente baixas (entre 1 - 10 bar). Este processo promove a remoção de constituintes na faixa entre 0,05 - 0,01  $\mu\text{m}$ , nomeadamente alguns vírus, cor, odor, macromoléculas, compostos orgânicos voláteis, ácidos húmicos, e MON (Mulder, 1997). O fluxo de permeado característico de um processo de UF, contem água e pequenas moléculas. A resistência da membrana é geralmente fraca, e o fluxo obtido encontra-se entre 100 – 500  $\text{L.m}^{-2}$  à pressão de 1 bar. O processo de UF é assim uma alternativa aos processos tradicionais de adição de carvão activado, cloragem, filtração e arejamento (USDI, 1998).

Uma vez que todas as membranas de UF são capazes de remover protozoários, bactérias e quase todos os vírus, o próprio processo acaba por produzir uma água desinfectada e com uma reduzida carga microbiológica. Este facto é especialmente importante uma vez que oferece vantagens do ponto de vista económico (poupança na quantidade de cloro ou dióxido de cloro adicionados na

etapa de desinfecção), mas também do ponto de vista da redução do potencial de formação de subprodutos de desinfecção.

Sendo a UF concebida especificamente para a remoção de sólidos macromoleculares em suspensão ou dissolvidos, os módulos de UF comercialmente disponíveis são também dimensionados para tratarem elevadas cargas de sólidos. Se o teor em sólidos da água bruta for baixo é recomendado o uso de módulos de membranas enroladas em espiral, uma vez que apresentam uma maior relação área/volume. Se, pelo contrário, a água bruta for caracterizada por uma carga de sólidos elevada é recomendável o uso de módulos tubulares dada a sua fácil manutenção em termos de operações de limpeza. As membranas de UF não são fabricadas na configuração de fibra oca, dada a facilidade com que pode ocorrer a obstrução do microcanal interno de cada fibra (USDI, 1998).

A presença de MON é de grande importância na colmatagem das membranas de UF. Tipicamente, na concepção de um sistema de UF opta-se por um pré-tratamento com adição de CAP ou por uma operação de coagulação. Este pré-tratamento removerá a MON e consequentemente reduzirá a superfície de membrana necessária (NDWC, 1999).

## **2.3 NANOFILTRAÇÃO**

Em termos de selectividade a NF encontra-se na região de transição entre a UF e a OI. Utiliza membranas com um tamanho de poro  $<0,002\ \mu\text{m}$  e permite remover contaminantes com um *cut-off* molecular (MWCO) na faixa entre 200 – 1000 daltons (U.S.EPA, 2005). A sua elevada taxa de remoção de iões bivalentes (cálcio e magnésio) faz com que a NF seja um processo indicado para operações de amaciamento de águas, para a remoção de dureza, sulfatos, ferro, metais pesados, COT, compostos orgânicos de baixo peso molecular, iões bivalentes dissolvidos e precursores de SPD. Por este motivo o produto final de um processo de NF pode ser corrosivo para os elementos da rede de distribuição a jusante da ETA. Soluções como a mistura de água bruta com o permeado, ou a remineralização, podem ser adoptadas para reduzir o carácter corrosivo da água tratada. Comparativamente a processos de OI, a pressão aplicada a processos de NF é muito menor, tipicamente entre 5-15 bar (Aptel & Buckley em AWWA, 1996).

A NF apresenta elevadas rejeições de solutos orgânicos dissolvidos com pesos moleculares acima de 100-200 e apresenta boa rejeição perante concentrações de sais  $< 1000\text{-}2000\ \text{ppm}$ . Por esta razão, a NF é amplamente utilizada como solução pontual de tratamento de água para consumo humano, por exemplo nas regiões do Sul da Califórnia e do Sudoeste dos E.U.A, onde a água contém geralmente 700 ppm de sais dissolvidos e alguns vestígios de escorrências agrícolas e respectivos contaminantes. A NF também pode ser utilizada a nível industrial na produção de água ultra-pura, actuado como pré-tratamento a processos de OI (Baker, 2004). As configurações mais comuns de membranas de NF são módulos de membranas enroladas em espiral e módulos de

membranas de fibra oca. Prescinde-se da configuração tubular uma vez que esta apresenta uma baixa densidade de empacotamento, o que obriga a uma maior ocupação de espaço (Celenza, 2000 citado por Asano, 2007).

## **2.4 OSMOSE INVERSA**

A osmose inversa é um processo de separação no qual o solvente da solução é transportado através de uma membrana densa, fabricada para reter sais e solutos de baixo peso molecular. Para que se produzam fluxos de permeado economicamente viáveis, a pressão aplicada a este processo deve ser duas vezes superior à pressão osmótica exercida pela solução (Aptel & Buckley em AWWA, 1996), deste modo os processos de OI obrigam a um maior consumo energético de modo a que estejam garantidas pressões de operação elevadas (tipicamente entre 15 a 150 bar) (Mulder, 1997). Segundo Asano (2007) para águas com um reduzido teor de sólidos totais dissolvidos (entre 1000 a 2500 mg/L) devem aplicar-se pressões que variam entre 12 e 18 bar. Os sistemas de OI são de simples operação e requerem mão-de-obra mínima, tornando este processo idealmente aplicável a pequenos sistemas e a sistemas onde existam grandes variações sazonais de necessidades de água. A água filtrada por processo de OI fica praticamente desmineralizada. Por esta razão, antes de seguir para a rede de distribuição, é necessária a sua remineralização, por adição adequada dos componentes em falta, ou pela mistura com água bruta.

Na tabela 2.1 apresenta-se um resumo geral daquilo que foi referido anteriormente:

**Tabela 2.1 | Descrição geral e comparação entre PSM aplicados no tratamento de água**  
(Adaptado de: Aptel & Buckley em AWWA, 1996; Mulder, 1997; NDWC, 1999; U.S.EPA, 2005; Asano, 2007).

	MF	UF	NF	OI
<b>FORÇA-MOTRIZ</b>	Pressão hidrostática	Pressão hidrostática	Pressão hidrostática	Pressão hidrostática
<b>PRESSÃO APLICADA</b>	< 2 bar	1 - 10 bar	5 - 35 bar	15 - 150 bar
<b>MECANISMO DE SEPARAÇÃO</b>	Exclusão pelo tamanho	Exclusão pelo tamanho	Exclusão Solução/difusão	Solução/difusão
<b>ESTRUTURA</b>	Assimétrica Simétrica	Assimétrica	Assimétrica	Assimétrica
<b>TIPO DE MEMBRANAS</b>	Porosas (macroporos)	Porosas (mesoporos)	Densas Nanoporos	Densas
<b>TAMANHO DOS POROS</b>	0,05 - 10 µm	0,001 - 0,1 µm	< 0,002 µm	< 0,002 µm
<b>CUT-OFF MOLECULAR</b>	> 100 000 Da	10 000 - 100 000 Da	200 - 1000 Da	50 - 150 Da
<b>ESPESSURA DA MEMBRANA</b>	10 - 150 µm	150 - 250 µm	150 µm	150 µm
<b>ESPESSURA DA CAMADA SUPERFICIAL</b>	N/A	1 µm	1 µm	1 µm
<b>FLUXO DE PERMEADO (L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup>)</b>	> 50	10 - 50	1,4 - 12	0,05 - 1,4
<b>TIPO DE MÓDULO</b>	Fibra oca Tubular Espiral	Fibra oca Tubular	Fibra oca Espiral	Fibra oca Espiral
<b>CONFIGURAÇÃO HIDRÁULICA</b>	Dead-end Cross flow	Dead-end Cross flow	Cross flow	Cross flow

## 2.5 PROPRIEDADES DAS MEMBRANAS E REJEIÇÃO DE SOLUTOS

### 2.5.1 CUT-OFF MOLECULAR E TAMANHO DE PORO

O dimensão de poro é geralmente utilizada para caracterizar membranas de MF e de UF, nas quais está presente uma estrutura porosa perfeitamente definida e onde o mecanismo de separação é a exclusão pelo tamanho. As membranas de MF contêm macroporos (>50 nm), enquanto as membranas de UF apresentam mesoporos (entre 2-50 nm). As membranas de NF e OI não são normalmente caracterizadas como porosas. Alguns autores como Mulder (1997) classificam-nas como não-porosas ou densas, por não possuírem uma estrutura de poros discreta e observável, embora se assuma que esta existe e que a dimensão do tamanho dos poros se encontra na faixa nanométrica.



Uma vez que os poros existentes nas membranas se encontram geralmente interligados, ao invés de se apresentarem como poros cilíndricos perfeitos, a caracterização de membranas é feita através do conceito de corte molecular (*cut-off* molecular), que acaba por indicar, de certo modo, o *tamanho relativo dos poros das membranas*, mas que corresponde na realidade ao peso molecular do soluto que é rejeitado pela membrana, a mais de 90%.

### **2.5.2 CARGA SUPERFICIAL DAS MEMBRANAS**

A carga eléctrica (além da solubilidade, a difusão e o tamanho e distribuição dos poros) também permite efectuar uma separação. As membranas carregadas electricamente são utilizadas em processos de OI e NF para a retenção de iões e em processos de MF e UF com o objectivo de minimizar e reduzir o fenómeno de colmatção orgânica. As membranas, quando em contacto com soluções aquosas, adquirem carga eléctrica através de vários mecanismos que ocorrem tanto no seu exterior (à superfície) como no interior, tais como: dissociação de grupos funcionais superficiais, adsorção de iões presentes na solução e adsorção de polielectrólitos, iões surfactantes e macromoléculas.

A separação iónica resultante das interacções electrostáticas entre iões e a superfície da membrana é baseada no mecanismo de exclusão de Donnan: se uma membrana tem uma carga negativa fixa, então os iões com carga oposta (positiva) serão atraídos pela membrana, enquanto os iões com a mesma carga tendem a sofrer repulsão, sendo por isso rejeitados (Mulder, 1997; Baker, 2004). Assim, no tratamento de águas que contenham agentes colmatantes carregados electricamente, devem utilizar-se membranas com a mesma carga. Neste particular, o pH da água é um factor de especial importância uma vez que, acima do ponto isoeléctrico, a carga negativa das membranas aumentará com um aumento do pH. Esta dependência entre pH e carga da membrana tem impactes nas interacções entre solutos orgânicos/inorgânicos e a membrana, influenciando as suas características de rejeição (Childress & Elimelech, 1996).

### **2.5.1 HIDROFOBICIDADE/HIDROFILIA**

Uma superfície com alta afinidade pela água denomina-se hidrofílica, enquanto outra com reduzida afinidade é denominada como hidrofóbica. O ângulo de contacto medido entre uma gota de água e uma superfície plana traduz a hidrofilia da superfície da membrana. Segundo Mulder (1997), membranas com reduzida afinidade pela água apresentam um ângulo superior a 90° e membranas com elevada afinidade pela água apresentam um ângulo de contacto inferior a 90°.

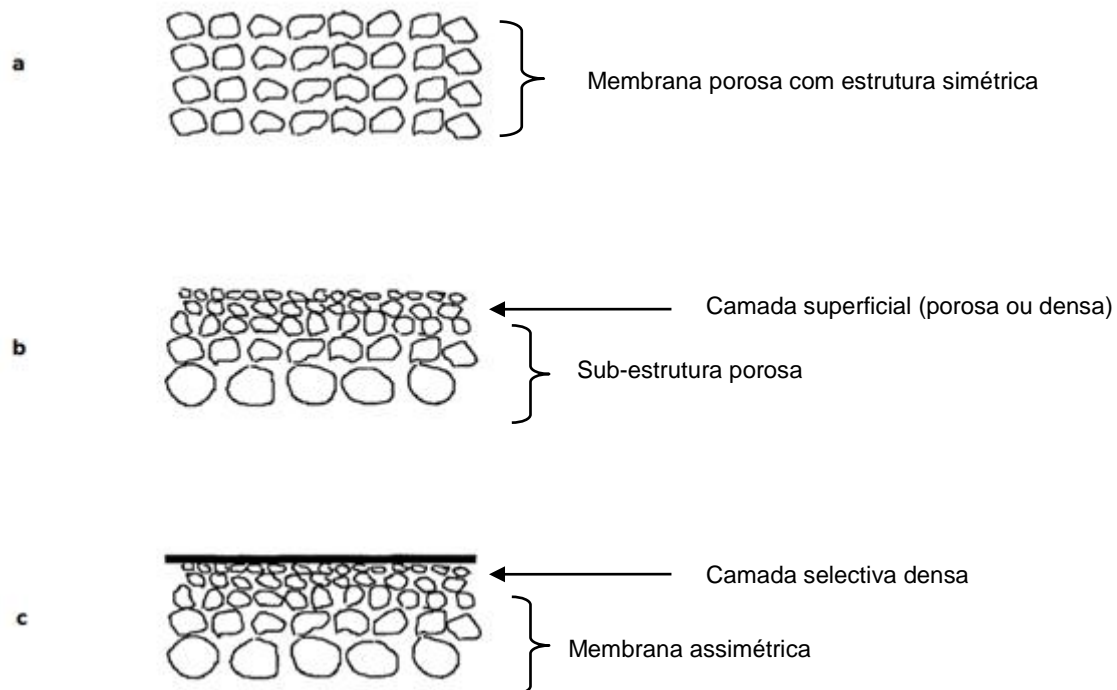
A hidrofobicidade e a carga eléctrica superficial das membranas determinam as interacções (ligações de hidrogénio; interacções bipolares; efeitos electrostáticos e interacções de Van der Waals) entre a

membrana e os agentes colmatantes (Yamamura *et al.*, 2008). Diversos estudos têm sido realizados no âmbito da redução da colmatção em membranas porosas de MF e UF e em membranas densas de NF e OI (Chennamsetty *et al.*, 2006; Gullinkala *et al.*, 2010; Guo *et al.*, 2010; Mansouri *et al.*, 2010). As conclusões retiradas vão no sentido de que as membranas com superfícies hidrofóbicas apresentam uma maior tendência para colmatar e reduzir a sua permeabilidade, do que as membranas de superfícies hidrofílicas. O potencial de colmatção de material hidrofóbico parece ser muito elevado devido às grandes afinidades que estes apresentam em relação à presença de proteínas e de substâncias húmicas.

## **2.6 ESTRUTURA E GEOMETRIA DE MEMBRANAS**

Outra característica que influencia a performance de um sistema de separação por membranas é a sua estrutura (ou morfologia) e também a sua simetria, ou seja, o grau de uniformidade que a membrana apresenta quando é observada a sua secção transversal. Existem três tipos de construção utilizados na produção de membranas: simétrica, assimétrica e compósita.

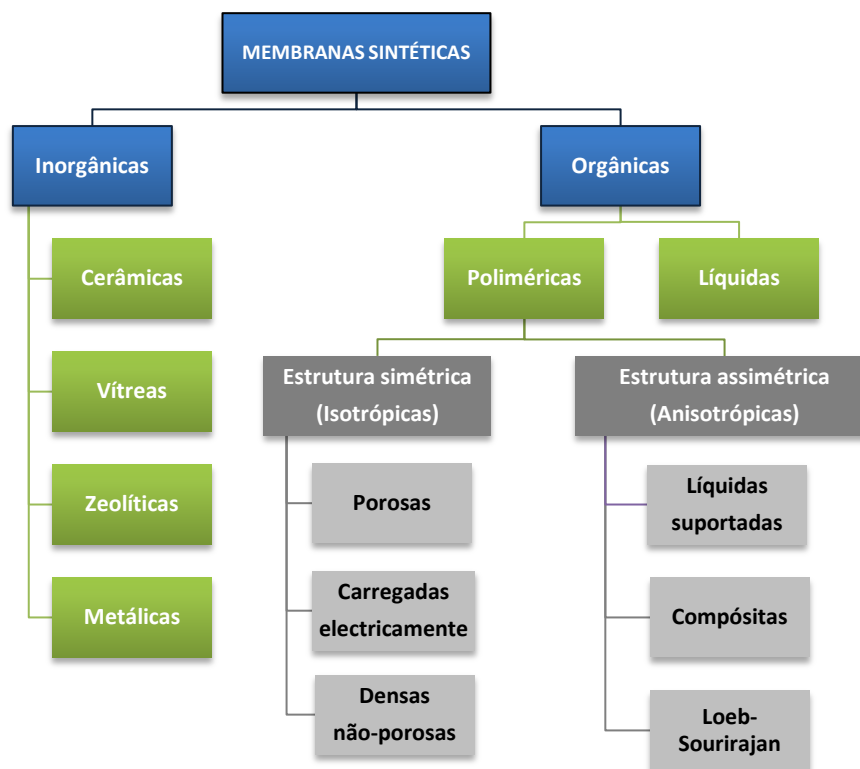
Uma membrana simétrica (seja ela microporosa ou densa) apresenta uma estrutura de poro uniforme ao longo da sua espessura, que varia entre 10 – 200  $\mu\text{m}$ . Neste tipo de membranas a resistência ao transporte de massa é determinada pela espessura total da membrana. Nas membranas assimétricas homogêneas a densidade da estrutura de poro diminui ao longo da secção transversal da membrana, enquanto nas membranas assimétricas heterogêneas existe uma transição distinta em termos de estrutura de poro provocada pela inclusão de uma camada superficial densa (de espessura entre 0,1 – 0,5  $\mu\text{m}$ ) na superfície da membrana e que é suportada por uma camada porosa com espessura entre 50 a 150  $\mu\text{m}$ . A selectividade e a resistência ao transporte através deste tipo de membranas são determinadas pela espessura da camada superficial. As membranas compósitas são estruturalmente semelhantes às membranas assimétricas, mas o material constituinte da camada densa superficial é sempre diferente daquele que constitui a estrutura porosa inferior (Mulder, 1997; U.S.EPA, 2005). Na figura 2.2 apresenta-se um esquema que ilustra o referido acima:



**Figura 2.2 | Representação esquemática da estrutura de diferentes membranas: a) membrana simétrica; b) membrana assimétrica; c) membrana composta (Adaptado de Baker, 2004)**

## 2.7 MATERIAIS CONSTITUINTES DAS MEMBRANAS

Quanto à natureza do material constituinte das membranas, estas podem ser biológicas ou sintéticas. As membranas sintéticas podem dividir-se em porosas ou não porosas (densas) e podem apresentar estrutura de poro simétrica (isotrópica) ou assimétrica (anisotrópica). Em termos do tipo de material constituinte, as membranas podem ser fabricadas recorrendo apenas a um material (membranas homogéneas) ou combinando diferentes materiais (membranas heterogéneas). As membranas simétricas são geralmente homogéneas, as membranas compostas são heterogéneas, enquanto as membranas assimétricas podem ser homogéneas ou heterogéneas. As membranas sintéticas podem ser orgânicas (poliméricas ou líquidas) ou inorgânicas (cerâmicas, metálicas, zeolíticas, vítreas). Actualmente a grande maioria das membranas fabricadas para aplicação em processos de separação no ramo do tratamento de água para consumo humano são feitas de material polimérico, devido ao seu baixo custo e à facilidade de fabrico das mesmas. Na figura 2.3 abaixo apresentada, esquematiza-se o referido:



**Figura 2.3 | Classificação de membranas segundo a natureza do material constituinte e estrutura (adaptado de Mulder, 1997; AWWA, 1999; Baker, 2004; U.S.EPA, 2005).**

### 2.7.1 MATERIAIS DE MEMBRANAS DE MF E UF

Praticamente todos os polímeros podem ser utilizados como material para membranas, no entanto as propriedades químicas, físicas e eléctricas de cada um diferem entre si, condicionando as interações existentes entre a membrana, solvente e soluto.

As membranas de MF e UF podem ser fabricadas em material orgânico e inorgânico. Os materiais que geralmente são aplicadas no tratamento de águas para consumo humano, apresentam-se na tabela 2.2. As membranas orgânicas poliméricas utilizadas em tratamento de água são tipicamente fabricadas em acetato de celulose (CA), polissulfona (PS), poliétersulfona (PES), poliacrilonitrila (PAN), fluoreto de polivinilideno (PVDF) e polietileno (PE). O material inorgânico mais utilizado é a cerâmica. As membranas cerâmicas são mais fortes, mais tolerantes à presença de oxidantes e mais resistentes a grandes variações de pH e de temperatura do que as membranas poliméricas. Contudo, devido ao seu elevado custo, não são geralmente aplicadas em sistemas de tratamento de água para consumo humano. O desenvolvimento da ciência de polímeros permitiu a obtenção de polímeros mais resistentes à presença de oxidantes, o que acabou por garantir a sua preferência neste tipo de aplicações fazendo das membranas cerâmicas alternativas muito pouco atractivas economicamente (Pressdee, 2006).

**Tabela 2.2 | Materiais de membranas tipicamente aplicados no tratamento de água (Adaptado de: AWWA, 2005).**

<b>Fornecedor</b>	<b>Material</b>	<b>PSM</b>	<b>Configuração</b>
<b>Aquasource</b>	Acetato de celulose	<b>UF</b>	Pressurizado
	Polissulfona	<b>UF</b>	Pressurizado
<b>Hydranautics</b>	Poliétersulfona	<b>UF</b>	Pressurizado
<b>Koch</b>	Polissulfona	<b>UF</b>	Pressurizado
<b>Norit</b>	Poliétersulfona	<b>UF</b>	Pressurizado
<b>Pall</b>	Fluoreto de Polivinilideno	<b>MF</b>	Pressurizado
<b>USFilter</b>	Polipropileno	<b>MF</b>	Pressurizado, submerso
	Fluoreto de Polivinilideno	<b>MF</b>	Pressurizado, submerso
<b>Zenon</b>	Fluoreto de Polivinilideno	<b>MF</b>	Submerso

### 2.7.2 MATERIAIS DE MEMBRANAS DE NF E OI

A maioria das membranas aplicadas em processos de NF e OI possui uma estrutura assimétrica ou compósita. As membranas compósitas utilizadas em OI e em alguns processos de NF são geralmente concebidas em duas ou três camadas. Os derivados de celulose (diacetato de celulose e o triacetato de celulose) e os derivados de poliamida são alguns dos materiais mais utilizados para produzir este tipo de membranas (Mulder, 1997; U.S.EPA, 2005). Actualmente as membranas utilizadas em OI baseiam-se num material compósito patenteado pela FilmTec Corporation (Dow). Estas membranas (também denominadas por *Thin Film Composite* – TFC) são caracterizadas por possuírem uma camada inferior (normalmente uma membrana de UF à base de polissulfona ou poliétersulfona) que garante suporte mecânico a uma fina camada superficial de poliamida (Mulder, 1997).

As membranas compósitas de poliamida têm como sua maior vantagem o facto de aliarem uma elevada produção de fluxo de permeado com uma alta rejeição de sais (é comum alcançarem-se taxas de remoção de cloreto de sódio (NaCl) de 99,5%, com estas membranas). Em comparação com as membranas de CA, as membranas compósitas de poliamida necessitam de menos pressão de operação, são mais estáveis perante variações de pH e de temperatura e mais resistentes à acção bacteriana do que o CA. A poliamida não é resistente a oxidantes como o cloro, no entanto, devido às suas vantagens em termos de desempenho, as membranas de OI e NF baseadas neste material são amplamente utilizadas em tratamento de água. No Anexo I apresentam-se as

características, em termos de resistência, de alguns materiais utilizados em membranas, face a diferentes agentes. No Anexo II apresentam-se os vários materiais utilizados em diferentes PSM.

## **2.8 FACTORES QUE AFECTAM O DESEMPENHO DE UM SISTEMA DE MEMBRANAS**

O desempenho de um sistema de separação por membranas depende do fluxo de permeado e da selectividade da própria membrana, que por sua vez depende da sua estrutura, morfologia e da estabilidade química, mecânica e térmica do seu material constituinte. Por outro lado, a qualidade da água na origem determina a configuração do módulo de membranas a utilizar; a estrutura, morfologia e o material da membrana a aplicar; o modo de operação da filtração, e por conseguinte, os custos totais do sistema, sendo claro que não existe um mesmo processo de separação por membranas (PSM) que se aplique a todas as situações.

A intensidade da força motriz que se aplica aos PSM (gradiente de pressão, neste caso) está relacionada com as resistências ao processo de permeação de água através da membrana. Efectivamente, ao longo do tempo de operação de um processo de separação, observa-se um declínio do fluxo de permeado provocado essencialmente por dois factores:

- Fenómeno de polarização da concentração;
- Colmatação da membrana (incluindo fenómenos de adsorção, formação da camada gel na superfície da membrana e bloqueio dos poros da membrana).

O declínio de fluxo é especialmente severo em sistemas de MF e UF onde pode atingir quebras de 5% em relação ao fluxo de permeado produzido pela passagem de água pura através da membrana (Mulder, 1997).

### **2.8.1 POLARIZAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO**

Geralmente, o parâmetro utilizado para avaliar o desempenho de um sistema de membranas é o fluxo de permeado que este produz. O fluxo através de uma membrana pode ser escrito, genericamente, como segue:

$$\text{Fluxo de permeado} = \frac{\text{Força Motriz}}{\text{Viscosidade dinâmica} \times \text{Resistência total}}$$

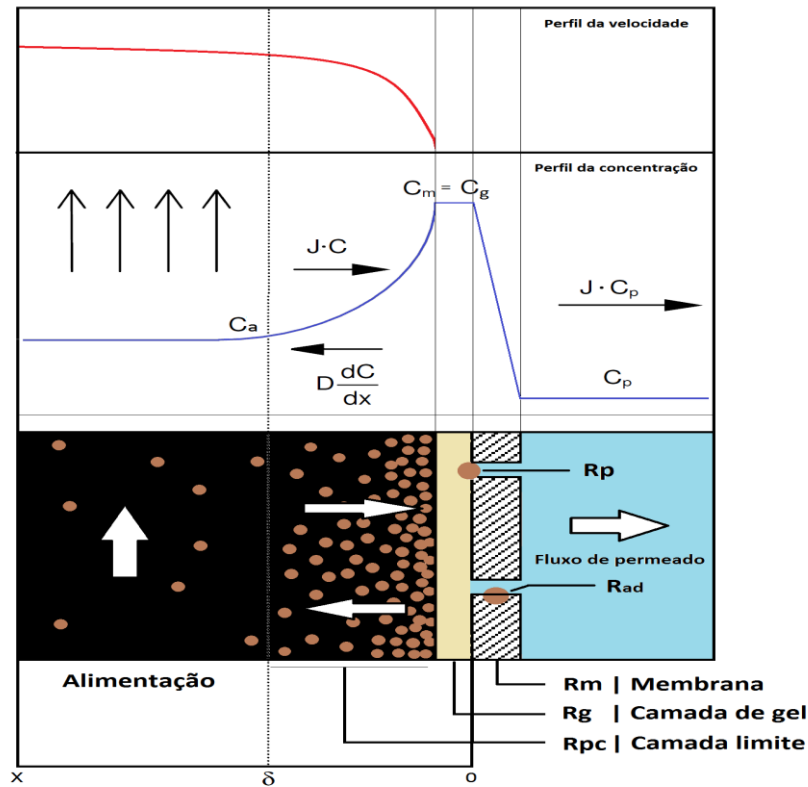
O fluxo convectivo  $J$  ( $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{s}$ ), através de uma membrana, é dado pelo rácio entre o caudal de permeado  $Q$  ( $\text{m}^3/\text{s}$ ) e a área superficial de filtração da membrana,  $A_m$ , ( $\text{m}^2$ ). O declínio de fluxo de permeado ao longo do tempo é determinado pela resistência total ao transporte:

$$J = \frac{Q}{A_m} = \frac{\Delta P - \Delta \pi}{\mu \times R_{total}}$$

Onde  $\Delta P$  é o gradiente de pressão na membrana;  $\Delta \pi$  é o gradiente de pressão osmótica e  $\mu$  é a viscosidade dinâmica da água que é controlada por dois factores: a concentração de sólidos (composição da alimentação) e a temperatura. Para processos de NF e UF tanto o gradiente da pressão osmótica como a resistência causada pela camada gel podem ser significativos. Para processos de MF normalmente o efeito da pressão osmótica é desprezável.  $R_{tot}$  é a resistência total ao transporte através da membrana, que inclui:

- Resistência intrínseca da membrana ( $R_m$ ), que não depende da pressão aplicada nem das características da água bruta, mas sim da sua estrutura, morfologia e material constituinte;
- Resistência causada por fenómenos de adsorção ( $R_{ad}$ ): o fenómeno de adsorção ocorre à superfície da membrana e no seu interior. Mesmo na ausência de pressão aplicada ao processo de separação, as moléculas de soluto serão adsorvidas na superfície da membrana devido a interacções físico-químicas tais como: interacções hidrofóbicas, interacções polares e transferência de cargas eléctricas;
- Resistência causada pelo entupimento dos poros ( $R_p$ ): em membranas porosas alguns solutos podem penetrar na matriz da membrana e provocar o bloqueio dos poros;
- Resistência da polarização da concentração ( $R_{pc}$ ): devido ao facto da membrana poder transportar preferencialmente um componente em detrimento de outro, ocorrerá uma acumulação das moléculas retidas, perto da superfície da membrana;
- Resistência da camada gel ( $R_g$ ): a concentração dos solutos retidos pode ser tão elevada que induz a formação de uma camada gel, embora este fenómeno ocorra quase exclusivamente quando a solução contém proteínas (Mulder, 1997).

A Figura 2.4 representa esquematicamente as resistências em série existentes na zona da camada limite que se forma entre a superfície da membrana e a zona com condições de turbulência:



**Figura 2.4 | Transporte através de membranas porosas: representação das várias resistências em série na camada limite da membrana e dos perfis de velocidade e concentração (Adaptado de Mulder, 1997).**

O perfil de velocidade de um líquido que flui ao longo de um módulo de membranas não é uniforme. Na proximidade da superfície da membrana a velocidade é quase nula, em consequência do atrito provocado. Por esse motivo, nessa zona o efeito de arrastamento de solutos é também quase nulo, permitindo assim a deposição de material. O fenómeno da polarização da concentração é assim causado pela acumulação de solutos dissolvidos e de material particulado na camada limite da membrana.

De todos os factores que afectam a polarização da concentração, a espessura da camada de polarização é o mais facilmente manipulável. Para reduzir a espessura da camada de polarização é necessário aumentar a velocidade e promover a turbulência necessária para que se criem condições de mistura dentro do módulo, minimizando a deposição de material. Por este motivo a maioria dos módulos opera a velocidades altas (normalmente a velocidade de um líquido que flui ao longo de um módulo está entre 1 e 5 m/s enquanto as velocidades de atravessamento da membrana são de 10 a 20  $\mu\text{m/s}$ ). Por outro lado um aumento da velocidade provocará perdas de pressão à entrada e no interior do módulo, aumentando dessa forma o consumo energético do processo.



## 2.8.2 COLMATAÇÃO DAS MEMBRANAS

A perda ou a diminuição de fluxo de permeado traduz-se em quebras na produtividade do sistema e também em prejuízos financeiros. Nestes casos assiste-se a um aumento dos custos de operação devido a maiores consumos energéticos, à necessidade de trabalhos de manutenção adicionais e ao uso de químicos para limpeza das membranas. O fenómeno da colmatação parece estar relacionado com as propriedades da membrana e com as características químicas e físicas da água bruta. É extremamente difícil prever este fenómeno já que nenhum parâmetro de qualidade da água medido isoladamente (e.g. pH, alcalinidade, dureza, COT,  $UV_{254}$ , SUVA) pode ser directamente correlacionado à ocorrência de colmatação.

As substâncias causadoras de problemas em membranas podem ser divididas em duas categorias (Taylor & Wiesner em AWWA, 1999):

- (1) Causadoras de danos na membrana: ácidos, bases, cloro, bactérias, oxigénio livre;
- (2) Causadoras de colmatação da membrana: óxidos metálicos, colóides orgânicos e inorgânicos, microrganismos, bactérias. Substâncias inorgânicas como o sulfato de cálcio, carbonato de cálcio, fluoreto de cálcio, sulfato de bário, sílica, hidróxido de magnésio, podem também contribuir para a formação de cristais/incrustações na superfície da mesma dando origem a um tipo especial de colmatação (*scaling*).

A colmatação das membranas (vulgarmente referida como *fouling* na bibliografia internacional) é definida como a deposição de material na superfície externa da membrana (entre os seus poros e nos seus poros) que causa uma redução da área activa da membrana e, por conseguinte, pode conduzir a declínios de fluxo de permeado ao longo do tempo, quando todos os parâmetros de operação são mantidos constantes (pressão, caudal de alimentação, temperatura e concentração da alimentação). Além do declínio de fluxo de permeado em termos quantitativos, também a sua qualidade pode ser afectada. Perdas de eficiência de operação, perdas de tempo útil de serviço (em resultado de limpezas frequentes), substituição prematura de membranas (os custos das membranas representam 20-30% dos custos totais de investimento em instalações de OI e 50-75% em instalações de MF/UF) e maiores custos de operação, são consequências do efeito da colmatação das membranas (Singh, 2006). Os seguintes parâmetros influenciam a taxa de colmatação:

- Natureza e concentração de solutos e solventes;
- Tipo de membrana;
- Distribuição do tamanho de poro;
- Características superficiais e materiais das membranas;
- Hidrodinâmica do módulo de membrana utilizado.

Na tabela 2.3 encontram-se descritos alguns mecanismos de colmatção em função de diferentes agentes colmatantes:

Tabela 2.3 | Agentes colmatantes precursores de colmatção (adaptado de Singh, 2006)

AGENTES COLMATANTES	EXTENSÃO E/OU MECANISMO DE COLMATÇÃO
<b>Hidróxidos de Fe, Mn, Al</b>	Colmatção severa e de rápida constituição.
<b>Sais metálicos (CaCO<sub>3</sub>, CaSO<sub>4</sub>, BrSO<sub>4</sub>)</b>	Formam incrustações quando precipitam na superfície da membrana ( <i>scaling</i> ).
<b>Microrganismos</b>	Formam um biofilme gelatinoso.
<b>Proteínas</b>	Colmatam a membrana através de interações de hidrofobicidade e carga eléctrica.
<b>Polieletrólitos</b>	Colmatam a membrana através de interações de carga eléctrica.
<b>Óleos e gorduras</b>	Geralmente colmatam membranas de material hidrofóbico.
<b>Sólidos em suspensão</b>	Não devem exceder a concentração de 0,5 ppm em sistemas de NF e OI.

#### 2.8.2.1 COLMATÇÃO BIOLÓGICA

A colmatção biológica (*biofouling*) é o resultado da adsorção microbiana (bactérias, algas, fungos) na superfície das membranas e dentro da sua matriz, e consequente crescimento e multiplicação dos microrganismos. A formação do biofilme precede, invariavelmente, a colmatção biológica de uma membrana (Flemming *et al.*, 1997).

De acordo com o que referem Kang *et al.* (2004), existe o entendimento de que as propriedades superficiais da membrana (rugosidade, carga eléctrica, hidrofobicidade, tamanho do poro) influenciam a ocorrência de colmatção biológica, particularmente porque afectam a secreção de substâncias poliméricas extracelulares e a adesão das células microbianas. Os autores frisam ainda a influência da composição da água bruta (pH, força iónica, tipo de electrólitos); das propriedades do tipo de microrganismo em suspensão (tamanho, número e tipo) e dos factores hidrodinâmicos (taxa de produção de fluxo de permeado, modo de operação e frequência de contra-lavagens) na extensão deste tipo de colmatção. No Anexo III estão descritos os principais precursores da colmatção biológica de membranas.

Komlenic (2010) refere que a principal causa deste tipo de colmatção não está directamente ligada à presença das bactérias em si, mas indirectamente à secreção de polissacarídeos por parte do fitoplâncton, bactérioplâncton, e outros organismos presentes na água bruta. O autor sugere que as substâncias poliméricas extracelulares (SPE) são a causa inicial da colmatção biológica e que o processo de formação de um biofilme se inicia com a produção de substâncias poliméricas extracelulares como: proteínas, lipoproteínas, glicoproteínas, péptidos, polissacarídeos, ácidos nucleicos, entre outras macromoléculas de origem microbiana. Chiou *et al.*, (2010) estudaram igualmente o efeito da secreção de SPE de duas espécies de algas verdes (*Chodatella sp.* e *Chlorella vulgaris*) e de uma cianobactéria (*Microcystis sp.*), em membranas de UF. Das espécies analisadas, a cianobactéria *Microcystis sp.* foi aquela que apresentou maior mucilagem (secreção rica em polissacarídeos), bem como a maior concentração de carbono orgânico dissolvido não purgável. Em suma; foi aquela que maior quantidade de SPE produziu e a que maior colmatção causou na membrana de UF, conduzindo a um maior declínio de fluxo de permeado.

Os métodos de prevenção e controlo de formação de biofilme nas superfícies de membranas foram evoluindo ao longo do tempo. De um modo geral, existe uma limitação em relação ao uso de oxidantes: o facto de poderem danificar o material da membrana, a sua estrutura e o seu desempenho. Actualmente, conforme referem Vrouwenvelder *et al.* (2009), a aposta no controlo e prevenção de colmatção biológica faz-se através de: remoção de nutrientes existentes na água bruta; tratamento biológico (e.g. filtros lentos de areia); pré-tratamento a montante dos PSM, especialmente em processos de NF e OI (para uma forte remoção das células microbianas e de compostos potenciadores de crescimento microbiano como os nutrientes e dadores de electrões); modificação das características da própria membrana (materiais resistentes a desinfectantes e materiais com reduzida tendência à colmatção).

Segundo Marconnet *et al.*, (2009) águas brutas com elevadas concentrações de carbono orgânico dissolvido (COD) e de carbono orgânico dissolvido biodegradável (CODB) induzem uma maior colmatção biológica em membranas de NF. Os autores observaram uma correlação positiva entre a concentração de CODB existente na água bruta e a extensão da colmatção de uma membrana de NF. O estudo concluiu que o controlo de CODB, através de um pré-tratamento eficaz, é um ponto crítico para a prevenção da colmatção biológica em membranas de NF.

Outros autores defendem que a aplicação atempada de processos de limpeza da membrana antes de ser efectivamente alcançado “o ponto” a partir do qual a colmatção biológica é considerada um problema, pode prevenir a formação do biofilme. Sobre a estratégia de antecipação à colmatção biológica, Vrouwenvelder *et al.* (2011) sugerem que a detecção antecipada de colmatção biológica permite a aplicação de medidas correctivas e preventivas ainda num período onde a severidade da colmatção é menor. Estas incluem: optimização do pré-tratamento ao PSM e limpezas preventivas da membrana. Com efeito, numa fase prematura da formação do biofilme, a limpeza das membranas requer menos quantidade de químicos e menos tempo de paragem do sistema, e além disso reduz o risco de ocorrência de colmatção irreversível da membrana. Os autores concluíram que os ganhos

económicos desta antecipação se reflectem em poupanças obtidas na ordem dos 10% do total gasto em substituição de membranas e químicos (incluindo mão de obra e limpeza), e entre 2% a 5% dos custos totais de energia.

### **2.8.2.2 COLMATAÇÃO ORGÂNICA**

A matéria orgânica de origem natural (MON) está presente em todas as origens de água superficiais e subterrâneas e pode afectar a sua qualidade de diversas formas: aumento da concentração de metais na água através da complexação MON-Metais; a cor verdadeira da água bruta tem origem na fracção húmica dissolvida da MON; a reacção da MON com cloro e outros oxidantes e coagulantes pode induzir a formação de subprodutos com toxicidade para o homem; a presença de MON nas redes de distribuição pode promover o crescimento microbiano e contaminar a água tratada.

- **Efeito da fracção de MON**

A MON é uma complexa e heterogénea mistura de compostos solúveis e particulados de origem orgânica e inorgânica, de vários pesos e tamanhos moleculares que incluem: substâncias húmicas, ácidos hidrofílicos, proteínas, lípidos, ácidos carboxílicos, aminoácidos, hidrocarbonetos, polissacarídeos, ácidos gordos, fenóis, resinas, compostos inorgânicos (e.g., sílica, aluminossilicatos, ferro), sólidos em suspensão e microrganismos. Estes compostos persistem na água das albufeiras e rios, onde a sua concentração varia em função do meio envolvente que lhe dá origem (e.g., coberto vegetal) e das condições existentes para o seu transporte (e.g., lixiviação por água das chuvas). Segundo U.S.EPA (2005) a fracção dissolvida da MON contribui para a colmatação através do mecanismo de adsorção, enquanto a fracção particulada colmata as membranas através do entupimento dos poros.

Os ácidos húmicos (AH) existem na forma de colóides ou associados a partículas minerais e representam cerca de 10% da MON, tendo um peso molecular médio na faixa entre 2000-5000 Da. Os ácidos fúlvicos (AF) são menos hidrofóbicos que os AH e representam cerca de 40% da MON, apresentando menor peso molecular (entre 600-2000 Da), e um comprimento e diâmetro médio das macromoléculas na ordem dos 60 nm e 2 nm, respectivamente (Schäfer *et al.*, 1998; U.S.EPA, 2005; Sutzkover-Gutman *et al.*, 2010). Tanto os AH como os AF são ácidos fracos com grande reactividade superficial, contendo maioritariamente grupos funcionais carboxílicos (-COOH) e fenólicos (-OH). Por esta razão, na faixa de pH que ocorre nas águas naturais, as substâncias húmicas possuem carga negativa (Hong & Elimelech, 1997).

Tanto a hidrofobicidade/hidrofília, como o tamanho e peso molecular das diferentes fracções da MON, têm efeitos na colmatação de membranas. A fracção hidrofóbica parece ser responsável por maiores declínios de fluxo de permeado, com estudos a indicarem que estes compostos, nomeadamente os AH, tendem a ser adsorvidos a uma maior taxa do que a fracção hidrofílica (Jucker & Clark, 1994; Lin *et al.*, 2000; Schäfer *et al.*, 2000; Braeken *et al.*, 2005). Existem no entanto

estudos que apontam no sentido contrário, referindo que a fracção hidrofílica também pode ser a principal causa de colmatção orgânica (Carroll *et al.*, 2000). Esta disparidade parece mostrar que certos compostos são responsáveis pela colmatção de MF e outros pela colmatção de membranas de UF ou NF ou OI, sendo que a identificação destes compostos varia em função da origem da água, reforçando novamente a necessidade da realização de testes piloto para uma correcta escolha da membrana a utilizar num determinado PSM.

- **Efeito do pH e da carga eléctrica**

O pH influencia a carga eléctrica superficial das membranas bem como a configuração e solubilidade das substâncias húmicas. A carga eléctrica das moléculas da fracção dissolvida da matéria orgânica deve-se principalmente à protonação e desprotonação dos seus grupos funcionais carboxílicos e fenólicos, a pH ácido e a pH básico, respectivamente. Tanto as superfícies das membranas, como as substâncias húmicas, possuem carga negativa na faixa de pH que ocorre nas águas naturais. A dependência entre o pH e a carga eléctrica da membrana afecta a sua interacção com os AH e a agregação entre moléculas de AH diminui com o aumento do pH.

Elimelech *et al.* (1997) explicaram que as substâncias húmicas, quando presentes em solução aquosa com presença de catiões bivalentes, pH baixo e força iónica elevada, assumem uma configuração mais compacta, esférica e enrolada. Quando adsorvidas na superfície de uma membrana estas substâncias húmicas formam uma camada colmatante de espessura considerável que provoca um acentuado declínio de fluxo. Por outro lado, em solução aquosa com pH elevado, ausência de catiões bivalentes e com fraca força iónica, as substâncias húmicas apresentam uma configuração mais linear, a qual, quando adsorvida na membrana, forma uma camada colmatante mais dispersa e permissiva, o que provoca um declínio mínimo de fluxo de permeado. Uma maior colmatção orgânica, na sequência de uma maior adsorção de compostos de MON, parece ser originada a pH ácido, em virtude de diminuições nas forças de repulsão electrostática entre a superfície da membrana e os compostos orgânicos (Elimelech *et al.*, 1994; Childress & Elimelech, 1996; Hong & Elimelech, 1997; Mänttari *et al.*, 2000).

Um estudo realizado por Teixeira & Rosa (2003) avaliou a UF directa de água superficial de uma albufeira e concluíram que os ajustamentos de pH podem auxiliar no controlo sazonal da colmatção de membranas de polissulfona. Em águas turvas, o pH ácido (pH = 4,13) reduziu a repulsão electrostática entre a superfície da membrana e aumentou a hidrofobicidade das substâncias húmicas e a sua tendência para serem adsorvidas, registando-se o desenvolvimento de uma camada colmatante mais densa e compacta, o que provocou um maior declínio de fluxo quando comparado a um pH mais elevado (pH=8,33). Desta forma, em períodos de verão, em que a água bruta apresenta menor concentração de MON, a redução do pH da solução pode melhorar o desempenho do PSM. Nos períodos de precipitação e de maior concentração de MON e maior turvação, a aplicação de um pH mais básico será mais vantajosa.

### 2.8.2.3 COLMATAÇÃO INORGÂNICA E FORMAÇÃO DE INCRUSTAÇÕES (*SCALING*)

O fenómeno denominado por *scaling* diz respeito à colmatação da membrana pela adsorção de compostos inorgânicos insolúveis na sua superfície. A incrustação/cristalização mineral é o resultado final da precipitação de sais metálicos sobre a superfície da membrana. À medida que ocorre a separação dos constituintes da água de alimentação, a concentração de sais moderadamente solúveis atinge o seu máximo na superfície da membrana. A concentração aumenta até que o ponto de solubilidade dos sais é excedido e estes precipitam, formando colóides minerais insolúveis. Importa referir que o fenómeno de colmatação inorgânica ocorre em processos de NF e especialmente em processos de OI que tipicamente retêm este tipo de compostos (Taylor & Wiesner em AWWA, 1999; Baker, 2004; Singh, 2006).

Os minerais que precipitam e dão origem a incrustações são predominantemente iões metálicos bivalentes (cálcio, ferro, magnésio, bário e sílica) que se tornam insolúveis na presença de iões fosfato, sulfato e carbonato. Iões metálicos monovalentes, como o sódio e o potássio, apresentam menor potencial para colmatação inorgânica uma vez que são praticamente solúveis. É possível, em sistemas mal dimensionados e deficientemente operados, ocorrer a contaminação da membrana com hidróxidos metálicos introduzidos durante as etapas de pré-tratamento, oxidação e coagulação.

Os sais moderadamente solúveis, ordenados por ordem decrescente do grau de severidade na formação de cristais, apresentam-se como segue:

Carbonato de cálcio > Sulfato de cálcio > Complexos de sílica > Carbonato de estrôncio > Sulfato de bário > Sulfato de estrôncio > Fluoreto de cálcio > Fosfato de cálcio > Hidróxido de ferro.

A cristalização ocorre em locais que disponham de energia livre disponível. As superfícies rugosas apresentam maior energia livre superficial do que as superfícies lisas e polidas, o que contribui para uma maior aderência e fixação de cristais. Hoek *et al.* (2003) mediram a rugosidade de quatro tipos de membranas de NF e OI e concluíram que as membranas mais rugosas foram as mais susceptíveis à deposição de partículas e de sais e a um maior declínio de fluxo de permeado.

#### 2.8.2.4 CONTROLO DA COLMATAÇÃO

Os métodos operacionais de controlo da colmatação de membranas incluem dois tipos de estratégias: a prevenção da colmatação e a remoção da colmatação. No Anexo V podem consultar-se os principais métodos de controlo de colmatação de membranas.

- **Prevenção da ocorrência do fenómeno de colmatação**

A deposição dos agentes colmatantes pode ser minimizada através da adopção de tecnologias ou modos de operação que permitam obter um elevado efeito de cisalhamento. O efeito de cisalhamento é um efeito análogo ao de um “varrimento” da superfície da membrana, impedindo a formação de depósitos de solutos. É aceite que altas taxas de cisalhamento promovem reduções da polarização da concentração em processos de UF, NF e OI, e impedem a formação de depósitos de sólidos em processos de MF.

Nos sistemas clássicos em modo *cross flow*, as taxas de cisalhamento são obtidas através do aumento da velocidade tangencial da água ao longo da membrana ou da redução do diâmetro do tubo. Isto gera gradientes de pressão muito elevados que, em combinação com a necessidade de alta velocidade, obriga a maiores potências de bombagem e consequentemente a maiores custos de operação. Os sistemas dinâmicos, por sua vez, propõem que seja o movimento de uma peça integrante do sistema a promover o efeito de cisalhamento. As tecnologias dinâmicas mais comuns baseiam-se em membranas rotativas e em membranas vibratórias (sistema *VSEP*) e as suas principais limitações são as reduzidas áreas de membrana que os módulos oferecem, a complexidade operacional e o elevado custo de investimento/m<sup>2</sup> de membrana e de equipamento (Jaffrin, 2008).

- **Remoção da colmatação da membrana**

Na prática a remoção da colmatação é efectuada através das operações de limpeza das membranas, as quais são realizadas periodicamente, através de limpezas mecânicas ou químicas. Este passo é necessário para tentar recuperar o fluxo inicial ou reduzir a pressão aplicada ao processo.

#### ***Limpeza química***

As limpezas químicas envolvem o uso de químicos para oxidar, complexar, inactivar, solubilizar, hidrolisar e desnaturar a camada colmatante. Os agentes de limpeza químicos podem ser classificados como ácidos, alcalinos, quelantes e produtos especificamente formulados para cada caso. Os mais utilizados incluem ácido clorídrico, ácido fosfórico, ácido sulfúrico, ácidos orgânicos

(ácido cítrico e ácido oxálico) e sais de ácidos cítricos, como o citrato de sódio. Apesar das soluções de limpeza ácidas serem eficientes na remoção de ferro e óxidos metálicos, sulfitos metálicos e incrustações de cálcio (carbonato de cálcio e fosfato de cálcio), estas possuem pouca eficiência na remoção de incrustações à base de sílica e também na remoção de colmatantes orgânicos e biológicos. As soluções de limpeza alcalinas (fosfatos, carbonatos e hidróxidos) são utilizadas com a finalidade de emulsionar e dispersar os depósitos e são utilizadas na remoção de incrustações à base de sílica (Scott, 1998). As soluções alcalinas são também eficazes na remoção de depósitos orgânicos e biológicos. Neste particular, o uso de hidróxido de sódio (NaOH) é recomendado.

Outras técnicas utilizadas incluem a adição de enzimas com o objectivo de provocar o desprendimento das células; a adição de surfactantes para penetrar e dissolver os depósitos; e o uso de agentes quelantes (tais como o EDTA, ácido glucónico, ácido cítrico e quelantes de base polimérica) para formarem complexos iónicos. O uso de quelantes para complexação de iões de cálcio é especialmente importante na remoção de biofilmes, uma vez que o cálcio é um componente importante das SPE segregadas pelas bactérias, protegendo-as da acção dos detergentes e desinfectantes. A remoção do cálcio auxilia a solução de limpeza a penetrar no biofilme e a actuar na sua remoção (USID, 1998).

As incrustações inorgânicas são geralmente removidas com uma solução de limpeza de pH ácido, à temperatura ambiente e a baixa pressão. O ácido cítrico é especialmente eficaz neste processo e amplamente utilizado, já que é capaz de actuar também como agente quelante, formando assim fortes complexos com catiões carregados, impedindo-os de voltarem a precipitar antes de serem removidos do sistema.

No anexo IV, apresenta-se a descrição dos sintomas, métodos de prevenção e remoção dos principais tipos de colmatção de membrana.

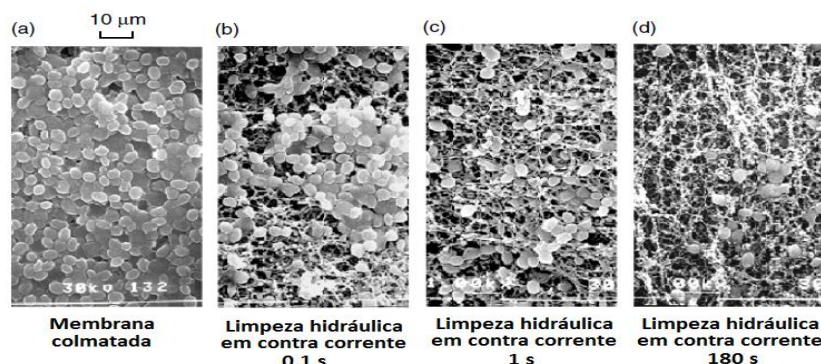
### ***Limpeza mecânica***

A limpeza mecânica remove a camada colmatante através de processos físicos onde se incluem as condições de turbulência e a dinâmica de fluídos, sendo que a limpeza hidráulica é uma das técnicas mais utilizadas. Os métodos de limpeza hidráulica incluem a lavagem em contra-corrente, a pressurização alternada e as mudanças de direcção do escoamento (Mulder, 1997). Na imagem 2.5 mostra-se o efeito de uma lavagem hidráulica, sobre uma membrana de UF.

A lavagem em contra-corrente é geralmente utilizada em sistemas de MF e UF. Pode ser efectuada utilizando água, ar ou a combinação dos dois. É tipicamente utilizada uma frequência de lavagem entre 15 e 60 minutos, com durações de 30 segundos a 3 minutos. Tipicamente, as contra-lavagens reduzem a produtividade de um sistema de membranas em cerca de 5 a 10%, devido ao volume de permeado que tem de ser reutilizado para a operação de limpeza (U.S.EPA, 2005). Alguns sistemas

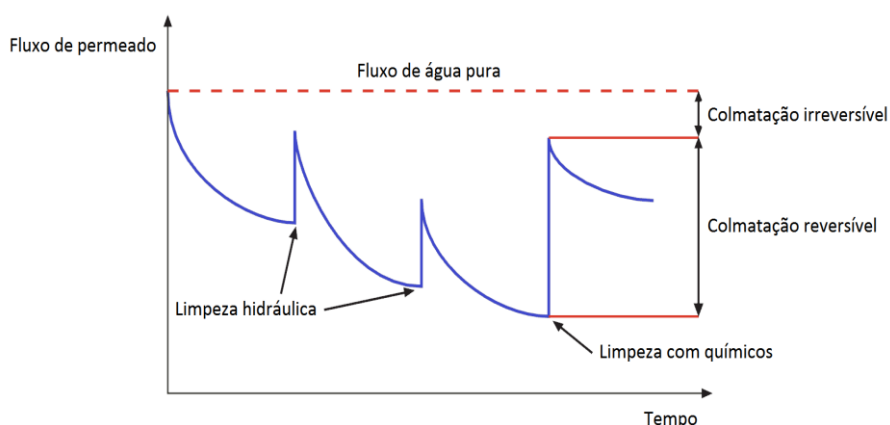


incluem cloro na lavagem em contra-corrente de modo a promover uma desinfecção da superfície da membrana e a aumentar a eficiência do processo de lavagem. (U.S.EPA, 2001; U.S.EPA, 2005).



**Figura 2.5 | Eficiência da lavagem hidráulica, em contra-corrente, de uma membrana de MF (Baker,2004).**

Do ponto de vista teórico, as limpezas hidráulicas são capazes de restaurar a pressão transmembrana após cada lavagem, ou seja, o fluxo de permeado inicial seria sempre recuperado após cada limpeza hidráulica. Na prática, após longos períodos de operação e à medida que o numero de ciclos de filtração aumenta, o grau de colmatação não reversível por limpezas hidráulicas, também aumenta. Face à colmatação da membrana e sua resistência adicional, é necessário aumentar a pressão de modo a obter o fluxo de permeado desejado. Quando esta pressão atinge um valor máximo admitido pela resistência mecânica da membrana é necessário recorrer à limpeza química da mesma, para que esta recupere a maior parte da sua permeabilidade original. A figura 2.6 ilustra o referido anteriormente:



**Figura 2.6 | Representação esquemática da ocorrência de colmatação reversível e irreversível em UF (Adaptado de Mulder, 1997).**

Os custos associados a qualquer tipo de limpeza (mecânica ou química) para a remoção da colmatção de membranas incluem os custos adicionais de energia (predominantemente provenientes dos sistemas de bombagem); dosagem adicional de químicos nas operações de limpeza e por conseguinte maior produção de lamas; maior utilização de mão-de-obra; e tempos de paragem do sistema mais prolongados. Por esta razão, a colmatção irreversível deve ser convenientemente avaliada na fase de projecto e optimizada em testes piloto.

## **2.9 MÓDULOS DE MEMBRANAS**

A elevada compacidade associada aos módulos de membranas, permite que estes sistemas ocupem muito menos espaço do que sistemas convencionais de tratamento e, concomitantemente, alcançar elevadas áreas de tratamento por unidade de volume (Rautenbach & Albrecht, 1989). Existem diferentes configurações de módulos, baseadas em dois tipos de membranas: planas e tubulares. As configurações de membranas planas estruturadas e de membranas enroladas em espiral são baseadas em membranas planas. Os módulos de fibra oca, capilares e tubulares são baseados em membranas tubulares. Cada módulo é normalmente inserido dentro de um tubo ou vaso de pressão cuja função principal é a de suportar as pressões aplicadas aos processos e suportar as próprias membranas, bem como isolar a água de alimentação do permeado produzido. A aplicação de módulos de membranas em sistemas pressurizados é a tecnologia mais utilizada embora nos últimos anos a aplicação de sistemas de membranas submersas, que funcionam através de bombagem do permeado, obrigando a água bruta a fluir através das membranas por meio de criação de vácuo no interior da fibra e, por conseguinte, a efectivar a separação.

### **2.9.1 MÓDULOS DE MEMBRANAS PLANAS ESTRUTURADAS**

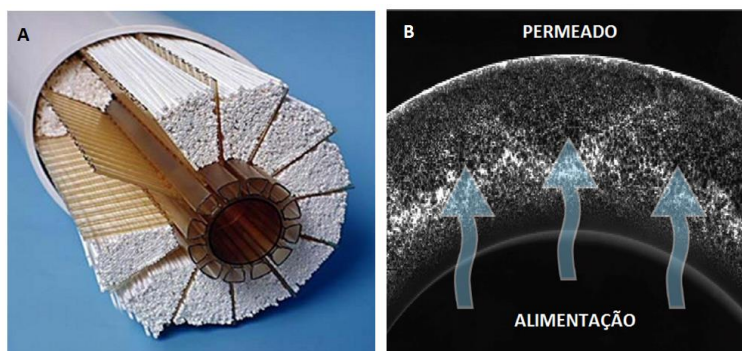
Este tipo de módulos é constituído por uma série de membranas planas colocadas em paralelo, separadas alternadamente por espaçadores, para drenagem do permeado e para circulação do caudal de alimentação/concentrado. A água a ser tratada é forçada a circular por entre as membranas (a espessura da lâmina líquida varia entre 0,5 – 3 mm), sendo que a fracção que atravessa as membranas é recolhida como permeado. Os módulos podem ser dispostos em série ou em paralelo, e são de fácil remoção e substituição. Esta configuração foi uma das primeiras a ser desenvolvida para processos de separação. Actualmente, devido à sua reduzida compacidade ou densidade de empacotamento (relação entre área da membrana e volume do módulo), entre 200 – 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (Benjamin & Lawler, 2013) é considerada ineficiente e raramente aplicada em processos de separação para tratamento de água para consumo humano. (Baker, 2004; U.S.EPA, 2005).

## 2.9.2 MÓDULOS DE MEMBRANAS DE FIBRA OCA

A membrana de fibra oca é uma variação da membrana tubular, mas com um diâmetro mais reduzido. Os módulos de membranas de fibra oca são constituídos por numerosas fibras agrupadas e inseridas em conjunto dentro de um vaso de pressão, ou submersas na água a tratar. Nos processos de MF e UF existe uma preferência pelo uso deste tipo de módulos, uma vez que oferecem a maior densidade de empacotamento,  $1000 - 9000 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (Benjamin & Lawler, 2013), e permitem ainda a contra-lavagem com ar, água ou outros produtos, sem que isso represente riscos para a estrutura física dos módulos (Asano, 2007). No entanto, por apresentarem diâmetros de tubo tão reduzido, estas membranas são mais susceptíveis a entupimentos e por esta razão estes módulos necessitam de uma operação de pré-tratamento, por exemplo com uma filtração de 20 a  $100 \mu\text{m}$  (Celenza, 2000 citado por Asano, 2007). Neste tipo de configuração o regime de escoamento é laminar (número de Reynolds varia entre 100 e 500) e deste modo é provável a ocorrência de colmatção química ou coloidal perto do ponto onde se fará a recolha de concentrado, onde a velocidade é a mais reduzida e onde o fluxo é mais concentrado. A taxa de recuperação de um elemento de fibra oca varia entre 10% a 50% (Taylor & Wiesner em AWWA, 1999).

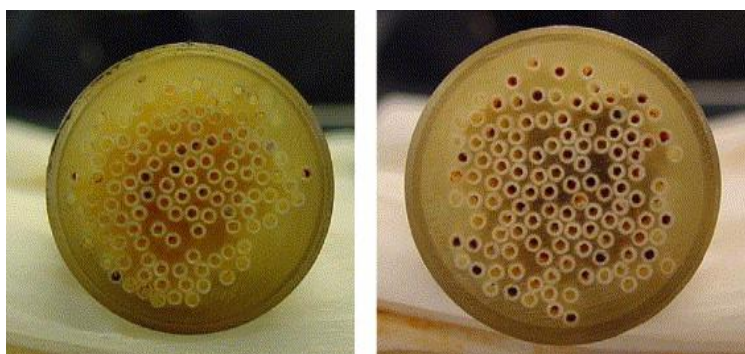
Além da vantagem da elevada compacidade, este tipo de módulos minimiza as perdas de pressão (geralmente de 35 a 140 kPa) tornando-os atractivos do ponto de vista do consumo energético (Celenza, 2000 citado por Asano, 2007). Apesar das especificações de cada módulo serem altamente dependentes do fabricante em questão, comercialmente os módulos de membranas de fibra oca podem conter mais de 10 000 fibras no seu interior. O diâmetro interno de cada fibra varia entre 0,3 e 1,0 mm e o comprimento de cada fibra varia entre 1-2 m (U.S.EPA, 2005).

A alimentação pode ser feita pelo interior da membrana (fluxo de dentro para fora), ou pelo exterior (fluxo de fora para dentro). No modo de “dentro para fora” a alimentação é feita numa das extremidades do módulo. A água pressurizada é inserida no interior das fibras ocas, escoam ao longo do comprimento das mesmas e permeiam radialmente através da parede porosa da membrana (ver figura 2.7).



**Figura 2.7 | A - Pormenor do interior de um módulo de membranas de fibra oca (NORIT AquaFlex); B – Pormenor do corte transversal de uma fibra oca com arranjo de alimentação do tipo “dentro para fora” (Hydranautics HydraCap UltraFiltration).**

O permeado é recolhido no centro ou na extremidade do módulo. Este modo de alimentação de “dentro para fora” pode tornar a membrana mais vulnerável ao entupimento do interior da fibra, facto observado em membranas de UF de fibra oca por Heijman *et al.* (2007) e presente na Figura 2.8 abaixo apresentada:



**Figura 2.8 | Entupimento do interior de fibras ocas. À esquerda: extremidade do módulo onde é feita a alimentação. À direita: extremidade do módulo onde é recolhido o concentrado (Fonte: Heijman et al., 2007)**

No modo de operação de “fora para dentro”, a alimentação é feita no centro do módulo e o permeado é recolhido numa extremidade depois de escoar ao longo do interior da fibra oca. Os sistemas que utilizam vasos de pressão em modo “fora para dentro”, têm como inconveniente a formação de caminhos preferenciais no escoamento do fluxo de alimentação, criando zonas de estagnação ou

“espaços mortos” onde qualquer material em suspensão facilmente se deposita e acumula. Nestas zonas o fenómeno de polarização da concentração é agravado e consequentemente pode conduzir à ocorrência de colmatção irreversível da membrana. Pelo contrário, em sistemas que operam em modo de “dentro para fora”, o fenómeno da polarização da concentração é mais controlável, uma vez que o fluxo de alimentação flui ao longo da superfície activa da membrana e não há formação de “zonas mortas” (Baker, 2004).

### 2.9.3 MÓDULOS DE MEMBRANAS ENROLADAS EM ESPIRAL

A configuração em espiral é a mais comum para membranas planas. Neste tipo de módulo dois ou mais envelopes de membranas planas são enrolados em torno de um tubo colector central, o qual é devidamente perfurado para recolha do permeado. Cada envelope é formado por uma membrana plana dobrada sobre um espaçador, cuja finalidade é permitir que o permeado possa drenar livremente em espiral e em direcção ao tubo colector central (ver Figura 2.9). Estes elementos são colados ao longo de três margens, formando um género de “bolso”. A margem “aberta” é acoplada ao tubo colector. Entre envelopes é colocado outro espaçador que permitirá que o fluxo de alimentação possa fluir axialmente ao longo da membrana (ver Figura 2.10). Em cada extremidade do módulo é colocado um aparelho anti-efeito telescópico, salvaguardando a configuração em espiral:

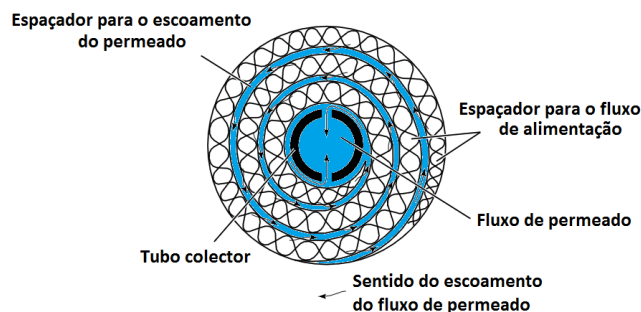


Figura 2.9 | Esquema de corte transversal de um módulo em espiral. Escoamento do permeado produzido (Adaptado de: Baker, 2004).

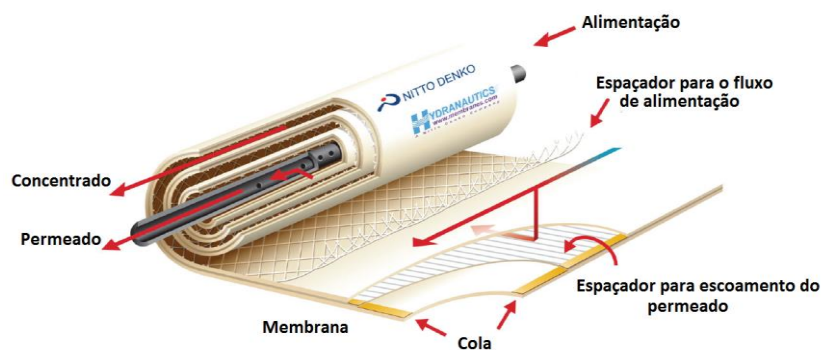
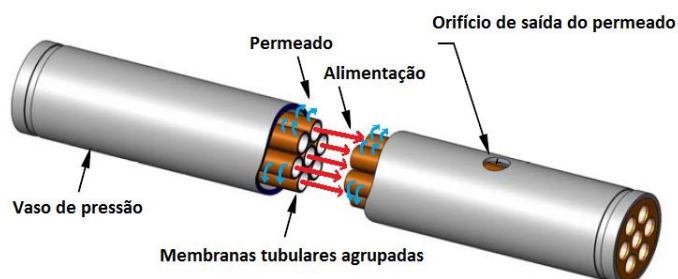


Figura 2.10 | Módulo de membranas enroladas em espiral utilizadas em processos de OI (Hydranautics SWC Series).

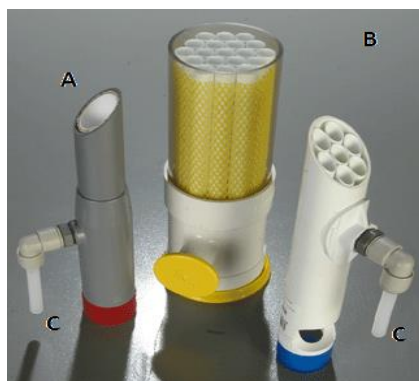
Este tipo de membranas apresenta uma elevada densidade de empacotamento, entre 700–2000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (Benjamin & Lawler, 2013), e um reduzido custo de investimento (densidade de empacotamento.) Não é possível proceder à limpeza hidráulica neste tipo de módulos e, por esta razão, estes módulos são aplicados tipicamente para tratar águas com um potencial de colmatção muito reduzido e dessa forma são preferencialmente aplicados em processos de NF e OI que operam em modo *cross flow*. A taxa de recuperação de um elemento de membranas em espiral varia entre 5% e 20% (Taylor & Wiesner em AWWA, 1999). As perdas de pressão variam entre 100 e 140 kPa. A colmatção dos elementos em espiral pode ser minimizada se for realizado um exigente pré-tratamento, quer através do aproveitamento de processos convencionais, quer através da integração de processos de MF ou UF, a montante dos módulos em espiral de NF ou OI (Celenza, 2000 citado por Asano, 2007).

#### 2.9.4 MÓDULOS TUBULARES

Este tipo de módulo é constituído por uma ou mais membranas dispostas no interior de um vaso de pressão. Os diâmetros das membranas tubulares são geralmente superiores a 0,5 cm. Conforme representado na Figura 2.11, o fluxo de alimentação flui de dentro para fora da membrana. O permeado produzido é encaminhado até ao orifício de saída através do espaço anelar existente entre a membrana, ou o conjunto de membranas, e o vaso de pressão (Asano, 2007).



**Figura 2.11 | Representação esquemática da separação efectuada num módulo tubular de UF. O módulo é composto por sete membranas tubulares fabricadas em PVDF com 2,5 cm de diâmetro agrupadas e inseridas num vaso de pressão fabricado em PVC com 20,3 cm de comprimento (Koch Membrane Systems - Abcor Ultra-cor HFM-251).**

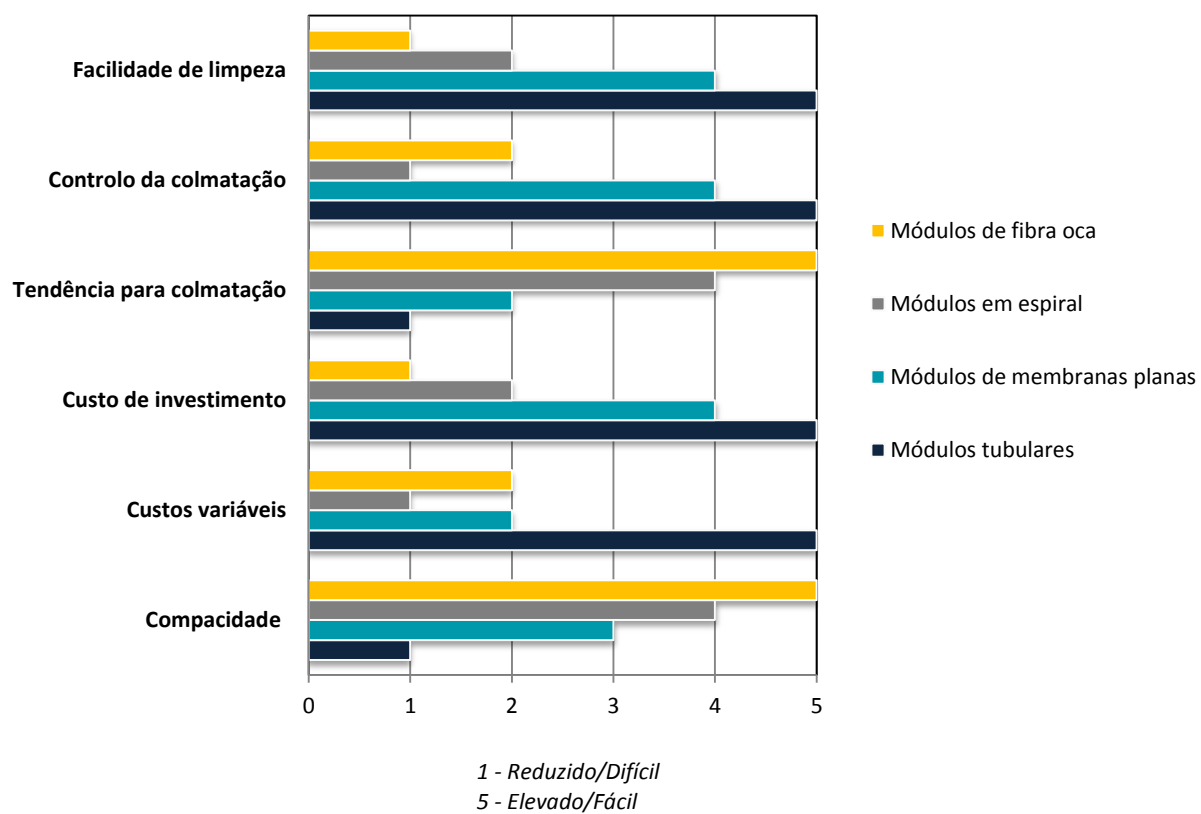


**Figura 2.12 | Módulos de membranas tubulares para UF (Koch Membrane Systems): A - Módulo com apenas uma membrana; B - Módulos com conjuntos de membranas no interior; C – Dispositivos de saída do permeado.**

Os módulos tubulares são normalmente utilizados para tratar águas com elevadas cargas de sólidos em suspensão, dado que uma das principais vantagens deste tipo de módulos reside na facilidade de limpeza quando a colmatção excessiva ocorre. É possível obter condições de turbulência no interior destas membranas recorrendo a baixas velocidades tangenciais e a baixas pressões. O facto de permitir um amplo controlo de velocidades de fluxo de alimentação, permite também controlar os efeitos de polarização da concentração. Estas boas condições hidrodinâmicas no interior do módulo proporcionam uma boa resistência ao fenómeno de colmatção. Por estas razões os módulos tubulares são principalmente utilizados em processos de UF. De acordo com Baker (2004), estas vantagens podem contrapor a limitação que advém dos elevados custos de investimento inerentes a este tipo de membranas (€/m<sup>2</sup> de área superficial).

Em comparação com os módulos em espiral e de fibra oca, os módulos tubulares apresentam uma menor densidade de empacotamento, 100-300 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (Benjamin & Lawler, 2013), o que resulta em maiores necessidades de espaço e em maiores custos de investimento. Estes módulos apresentam também elevadas perdas de pressão, na ordem de 200 a 280 KPa, obrigando a um maior consumo energético (Celenza, 2000 citado por Asano, 2007). As membranas fabricadas em cerâmica são quase todas acondicionadas em configuração tubular (Mulder, 1997).

Tendo em conta o que foi referido anteriormente, é possível efectuar-se uma comparação entre as várias configurações de módulos de membranas em relação a alguns aspectos, os quais foram classificados numa escala de 1 a 5, como se descreve na figura 2.13 abaixo apresentada:



**Figura 2.13 | Comparação entre módulos de membranas com classificação efectuada em relação a diferentes aspectos (Adaptado de Mulder, 1997; Wagner, 2001; Bottino et al., 2009).**



# 3

## REABILITAÇÃO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ÁGUA COM INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

### 3.1 QUANTIDADE E QUALIDADE DA ÁGUA NO FUTURO

As previsões efectuadas, tanto à escala global como regional, indicam que no decorrer do século XXI a frequência e a intensidade de episódios extremos de temperatura e de precipitação irão aumentar, em consequência das alterações climáticas que se têm vindo a observar (EEA, 2008).

Até ao final do século XXI, a nível global, estima-se que a temperatura média do ar sofra um aumento entre 1,8-4,0 °C (Bates *et al.*, 2008), e de acordo com IPCC (2007) citado por EEA (2007), existem estudos que apontam para um intervalo de acréscimo térmico ainda mais amplo, entre 1,1-6,4 °C. O aumento da temperatura do ar traduzir-se-á num prolongamento dos períodos de seca, principalmente nos meses de Verão e com especial incidência nas regiões subtropicais, nas baixas e nas médias latitudes.

À escala do continente Europeu, Schröter *et al.* (2005), citados por EEA (2007), mencionam que a subida de temperatura será mais rápida que a média global e preveem, já no ano de 2080, um aumento de temperatura do ar entre 2,1-4,4 °C. Com efeito, a Europa tem vindo sofrer diversas secas em décadas recentes, com destaque para os anos de 2003 e 2005 que afectaram as zonas centrais do continente e a Península Ibérica, respectivamente. As regiões que serão mais afectadas pelo aumento da temperatura do ar, e portanto com maior susceptibilidade a desenvolverem cenários de seca e de escassez de água, serão aquelas onde já se registaram aquecimentos significativos anteriormente, nomeadamente o Sul da Europa (incluindo a Península Ibérica) e o Sudeste Europeu (incluindo a Turquia) (EEA, 2008).

De acordo com a CONFAGRI (2008), a nível nacional, não existe uniformidade na distribuição espacial e temporal da precipitação média anual, ocorrendo uma grande variabilidade sazonal, com concentração da precipitação e escoamento em períodos relativamente curtos (entre Novembro a Abril), com um máximo tipicamente em Fevereiro e ocorrência de períodos prolongados de seca. A respeito da ocorrência de fenómenos de precipitação extremos, Bates *et al.*, (2008) referem que, à escala global, os países localizados na zona temperada registarão, por um lado, uma redução do número de dias chuvosos, mas por outro, um aumento da intensidade de cada chuvada. Estas previsões coincidem com o aumento de episódios de chuvas fortes e torrenciais que tem sido registado nos últimos 50 anos. Segundo a EEA (2008), é possível que nas próximas décadas os episódios de cheias e inundações aumentem significativamente, principalmente durante o Inverno e a Primavera. A ocorrência de extremos climáticos afecta a qualidade da água superficial de diferentes

modos e os estudos sobre os seus efeitos têm sido desenvolvidos por diversos autores (Murdoch *et al.*, 2000; Van Vliet & Zwolsman, 2008; Delpla *et al.*, 2009).

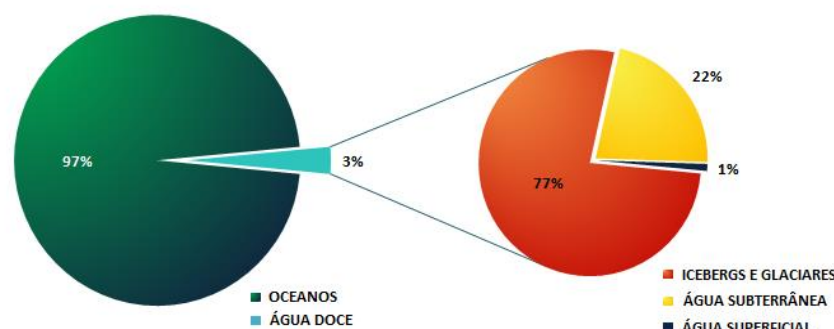
Existe uma relação estreita entre a temperatura do ar e a temperatura da água. Nos meses mais quentes, ou em períodos de seca onde a disponibilidade de água é reduzida, os principais impactes dos extremos de temperatura estão relacionados com a diminuição do caudal dos rios e do volume das albufeiras, provocando o aumento da concentração de substâncias dissolvidas (em especial daquelas que são provenientes de fontes de poluição pontuais) e uma diminuição na concentração de oxigénio dissolvido (Murdoch *et al.*, 2000; Prathumratana *et al.*, 2008 citado por Delpla *et al.*, 2009; EEA, 2009). O aumento da temperatura da água além de influenciar as taxas de transferência de massa e de provocar alterações na actividade biológica potenciando o crescimento microbiano, tem também efeitos nos processos químicos das massas de água superficiais, nomeadamente aumentos de pH e de alcalinidade (Psenner & Schmidt, 1992 citados por Delpla *et al.*, 2009).

O crescimento microbiano, quando associado a uma estagnação da massa de água pode favorecer a ocorrência de *blooms* de algas. Num estudo realizado por Van Vliet & Zwolsman (2008) a propósito dos impactes da seca de 2003 no Rio Meuse, é referido que durante os meses de Verão e durante os períodos de seca, os picos de pH (reflectindo uma diminuição da concentração de CO<sub>2</sub>) coincidiram com os picos de concentração de clorofila-*a*, indicando a presença de biomassa algal. No mesmo estudo, os autores referem que os efeitos da seca na qualidade da água do rio se traduziram na eutrofização do meio aquático e no aumento da concentração e da carga química de elementos como potássio, bromo, sulfato e cloro, e de alguns metais pesados e metalóides com menores coeficientes de partição, ou seja, maior vulnerabilidade aos efeitos de diluição (e.g, selénio, níquel, bário).

Durante episódios de fortes chuvadas, o efeito de *flushing* nas massas de água superficiais, bem como o arrastamento de material proveniente de fontes de poluição difusas, provocam o aumento das cargas químicas de pesticidas, nutrientes e potássio. Estes períodos potenciam também a ressuspensão de sedimentos depositados no fundo dos rios e albufeiras aumentando assim a turvação, a carga microbiana, a cor, a concentração de metais pesados, e outros contaminantes. A suspensão de matéria orgânica particulada proveniente do fundo dos rios e das escorrências provoca o aumento de concentração de cistos de *Giardia* e oocistos de *Cryptosporidium* nas massas de água superficiais (AWWA, 1999).

Não só a qualidade, mas também a quantidade da água, desempenharão um papel determinante no que à concepção futura de sistemas de tratamento de água diz respeito. Com efeito, diferentes origens deverão ser tidas em conta para a produção de água para consumo humano: água residual; água do mar e águas salobras, de modo a preservar as escassas reservas de água doce. Analisando à escala global, a água doce superficial disponível ao homem representa apenas uma pequena fracção da totalidade existente no planeta. Numa analogia: se toda a água existente no planeta

estiver contida numa garrafa de água de 1,5 L, a água doce superficial representa apenas o equivalente ao volume de duas tampas da respectiva garrafa (cerca de 15 ml):



**Figura 3.1 | Distribuição de água no planeta (adaptado de Mallevialle *et al.*, 1996).**

Elver (2006) refere que o consumo de água *per capita* tem duplicado a cada 20 anos e cresce a uma taxa duas vezes superior à taxa de crescimento populacional. Dada a crescente necessidade global de água em qualidade e em quantidade, prevê-se que em 2025 o mundo enfrente um cenário de escassez, durante o qual dois terços da população mundial serão directamente afectados pela falta de água. Alcamo *et al.* (2000), após a aplicação de um modelo de simulação dos recursos de água disponíveis a nível global, concluíram que em 2025 cerca de 4 biliões de pessoas habitarão em países que enfrentam graves problemas de falta de água.

### 3.2 ENQUADRAMENTO LEGAL ACTUAL E FUTURO

As disposições legais aplicáveis às águas doces superficiais destinadas à produção de água para consumo humano em Portugal encontram-se descritas na Secção I, do Capítulo II, do Decreto-Lei n.º 236/98, de 1 de Agosto, que transpõe para o direito nacional a Directiva 75/440/CEE, do Conselho, de 16 de Junho e a Directiva 79/869/CEE, do Conselho, de 9 de Outubro (métodos analíticos e frequência de amostragem e de análise). Actualmente a classificação das águas superficiais é feita em função dos valores e concentrações de diversos parâmetros de qualidade e para cada uma das três categorias de qualidade (A1, A2 e A3) estão sugeridos pelo DL 236/98 três esquemas de tratamento convencional: **A1** - Tratamento físico e desinfecção; **A2** - Tratamento físico, químico e desinfecção; **A3** - Tratamento físico, químico, de afinação e desinfecção.

O controlo da qualidade da água para consumo humano é regulado, pelo D.L. nº 306/2007 de 27 de Agosto, que substituiu o D.L. nº 243/2001, de 5 de Setembro. A substituição deste decreto é um sinal de que a legislação tende a ser cada vez mais exigente. Independentemente da complexidade do sistema de tratamento, actualmente e por imposição e condicionamento legal, não é permitida a

produção de água para consumo humano a partir de origens de água com a classificação qualitativa >A3, na medida em que os sistemas convencionais de tratamento podem não garantir o correcto tratamento para consumo humano. Contudo, aliado ao fenómeno de sobrepopulação e crescente deterioração da qualidade dos meios hídricos, bem como ao problema real e actual da escassez de água a nível mundial, e aos previsíveis efeitos das alterações climáticas na qualidade das águas superficiais, o enquadramento legal, no que concerne a qualidade da água para consumo humano deverá, de futuro, actualizar-se em conformidade, salvaguardando a saúde humana e a sustentabilidade.

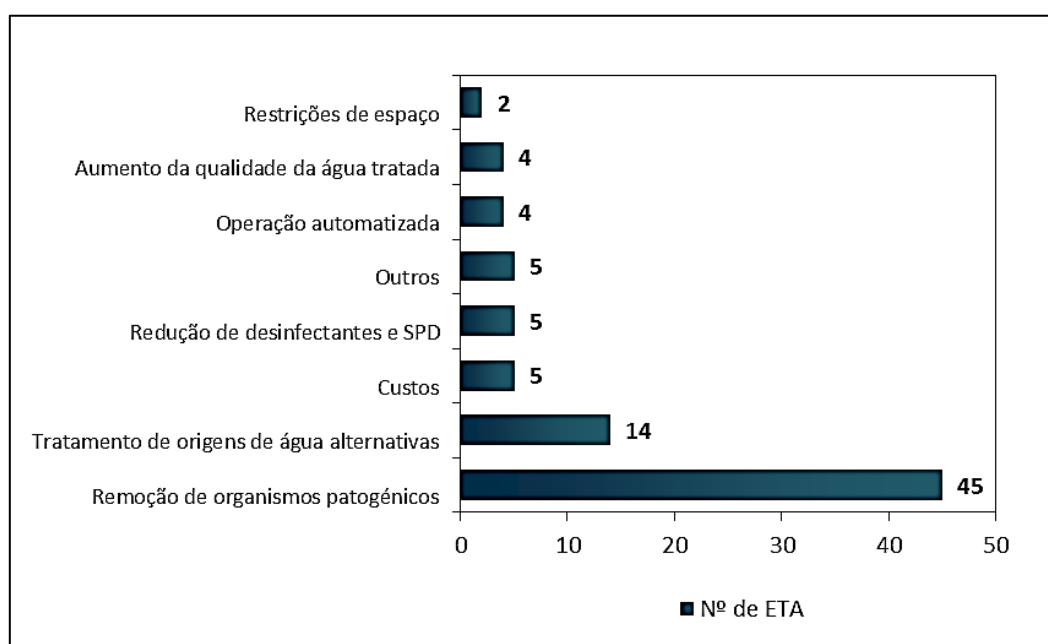
Assim, é expectável que num futuro quadro legislativo haja oportunidade para que origens de água de pior qualidade possam ser utilizadas para produção de água para consumo humano. Mesmo que tal não suceda, é cada vez mais evidente que o enquadramento legal futuro continue a ser mais restritivo no que aos limites de tratamento diz respeito, na mesma medida em que os métodos analíticos vão evoluindo e permitindo detectar concentrações de poluentes cada vez mais reduzidas e até agora não monitorizadas ou quantificadas. Existe a hipótese de que uma revisão da legislação venha a exigir o controlo de novos parâmetros e o cumprimento de valores limite que sistemas de tratamento convencionais, instalados e em operação, não consigam garantir. É nesta perspectiva que se preconizam a utilização de processos de separação por membrana. Na figura 3.2 apresenta-se um esquema com as principais pressões a que os sistemas de tratamento de água estarão sujeitos no futuro:



**Figura 3.2 | Principais pressões que afectarão os sistemas de tratamento de água no futuro.**

### 3.3 TECNOLOGIA DE MEMBRANAS PARA O TRATAMENTO DE ÁGUA

Conforme referido anteriormente, a tecnologia de membranas tem-se afirmado nos últimos anos como uma opção viável para o tratamento de águas de superfície, em paralelo com o aumento das exigências relativamente à qualidade da água para consumo humano. Num estudo realizado por AWWA (2005), 84 ETA responderam a um inquérito acerca das principais justificações/objectivos pelos quais haviam optado por incluir nas suas linhas de tratamento processos de filtração por membranas. Na figura 3.3 abaixo apresentam-se as respostas:



**Figura 3.3 | Justificações para aplicação de PSM (AWWA, 2005).**

#### 3.3.1 REMOÇÃO DE COMPOSTOS ORGÂNICOS

- **Turvação, cor e matéria orgânica (COT e COD)**

A turvação é uma medida do efeito que as partículas em suspensão têm na absorção ou dispersão da luz e é utilizada como indicador da qualidade da água. Elevadas turvações são indicativas de águas com qualidade deteriorada. As partículas causadoras de turvação da água podem variar desde dimensões coloidais (0,001-0,1  $\mu\text{m}$ ) até diâmetros de 100  $\mu\text{m}$ . Na tabela 3.1 apresentam-se os principais causadores de turvação nas águas:

**Tabela 3.1 | Origem e implicação da turvação na água bruta (adaptado de: Health Canada, 2012).**

TIPO DE TURVAÇÃO	IMPLICAÇÃO NA QUALIDADE DA ÁGUA	IMPLICAÇÃO NA LINHA DE TRATAMENTO
<b>PARTÍCULAS INORGÂNICAS</b>		
Argilas; Precipitados de oxidação natural (carbonato de cálcio, dióxido de manganês, óxidos de ferro).	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Variações de pH e alcalinidade;</li> <li>▪ Fonte de micronutrientes;</li> <li>▪ Fonte de metais e óxidos metálicos;</li> <li>▪ Aparência turva;</li> <li>▪ Afectam o sabor da água.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Afectam a coagulação, floculação, sedimentação;</li> <li>▪ Podem precipitar ao longo do sistema de abastecimento.</li> </ul>
<b>PARTÍCULAS ORGÂNICAS</b>		
Matéria orgânica natural	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Fonte de energia e nutrientes para microrganismos;</li> <li>▪ Provocam a coloração da água.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Aumento da dosagem de desinfectantes;</li> <li>▪ Potencial de formação de subprodutos de desinfecção.</li> </ul>
Macromoléculas orgânicas	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Provocam cor e sabor na água;</li> <li>▪ Associam-se a elementos tóxicos e a micropoluentes;</li> <li>▪ Afectam o pH e o potencial Zeta.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Potencial de formação de subprodutos de desinfecção;</li> <li>▪ Afectam dimensionamento dos processos/operação de coagulação, floculação, sedimentação;</li> <li>▪ Reduzem os tempos úteis de filtração;</li> <li>▪ Podem precipitar ao longo do sistema de abastecimento.</li> </ul>
Microrganismos (algas, cianobactérias, zooplâncton, bactérias, protozoários)	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Provocam cor e sabor na água;</li> <li>▪ Fonte de toxinas (cianotoxinas).</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Colmatação de filtros;</li> <li>▪ Aumento da dosagem de desinfectantes;</li> <li>▪ Necessitam de etapa de inactivação;</li> <li>▪ Aparecimento de biofilmes;</li> <li>▪ Capacidade de resistir à desinfecção.</li> </ul>

Tanto a MF como a UF demonstram ter levadas taxas de remoção da turvação, admitindo que as estruturas porosas das suas membranas não apresentam defeitos. Os processos de NF e OI, embora também com capacidade de remoção de turvação, não são normalmente preconizados nas linhas de tratamento de água com o objectivo de remover matéria particulada.

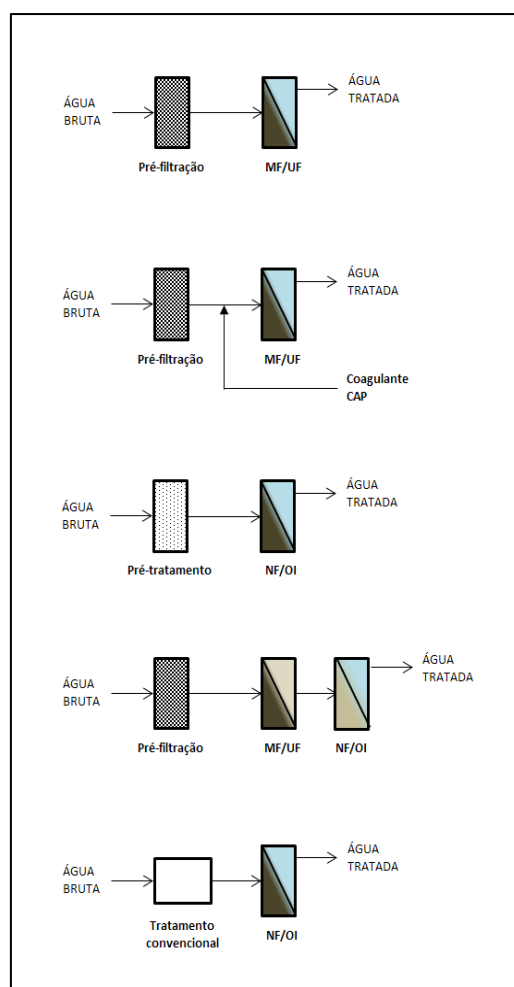
De acordo com WHO (2011) são consideradas águas com elevada turvação, todas aquelas que apresentam valores superiores a 50 NTU. Valores desta magnitude traduzem-se na introdução de elevadas cargas de sólidos nas linhas de tratamento. Não obstante a elevada capacidade de remoção demonstrada pelos processos de MF e UF, em situações de ponta em que o nível de

turvação na água bruta seja muito elevado, a opção de eliminar completamente a linha de tratamento convencional (ou de um pré-tratamento alternativo) pode ter um impacto negativo na economia do processo de membranas (rendimento, operacionalidade e longevidade das membranas de MF e UF) provocada por uma maior taxa de colmatação, respectivo aumento da pressão necessária ao processo e redução do fluxo de permeado. Assim, a MF/UF directa não deve apresentar-se como opção de tratamento para águas superficiais com alta concentração de matéria orgânica dissolvida e elevados níveis de turvações.

Com efeito, analisando as linhas de tratamento de algumas ETA que empregam sistemas de membranas, chega-se à conclusão de que estes são antecidos por algum tipo de pré-tratamento (a figura 3.3 mostra alguns esquemas típicos de pré-tratamentos aos processos de membranas). A ETA de Hércourt en Caux (França), tem captação numa origem de água com picos de turvação recorrentes (10 a 15 picos anuais superiores a 100 NTU, chegando a atingir 2000 e 4500 NTU) e com turvação média oscilante entre 3 e 30 NTU. A linha de tratamento é constituída por uma etapa de filtração de 200 µm a montante de um sistema de MF. O efeito das oscilações da turvação traduz-se na frequência de lavagens ao sistema de MF. Durante turvações típicas, a contra lavagem com ar é feita 2 a 5 vezes por hora. Em situações de picos de turvação na ordem dos 2000 NTU são necessárias duas limpezas químicas por mês, e em casos de picos a ascender aos 4500 NTU são necessárias 1 a 2 limpezas químicas por dia. A qualidade da água tratada em termos de turvação, independentemente da variação da turvação na origem foi de 0,1 a 0,2 NTU, o que representa eficiências de remoção na ordem dos 95% a 99% (Zhang *et al.*, 2012).

A ETA de Mery Sur Oise (França), com captação superficial no Rio Oise, e sujeita a altas concentrações de matéria orgânica especialmente no inverno, época onde ocorrem cheias, está equipada com PSM. Por razões relacionadas com a remoção de MO e de afinação do sabor da água tratada, a linha de tratamento incorpora um sistema de NF, antecedido por um pré-tratamento que inclui coagulação, floculação, decantação (ACTIFLO), ozonização e filtração em areia e antracite. Ainda antes da NF, de modo a evitar a colmatação das membranas, a linha inclui uma pré-filtração com 0,6 µm. Este sistema possibilita uma redução de turvação superior a 99%, perante turvações médias na água bruta entre 100 e 185 NTU e com a obtenção de um permeado com 0,2 NTU. (Zhang *et al.*, 2012).

A ETA de Nietap (Holanda), com capacidade de 2200 m<sup>3</sup>/dia apresenta uma linha de tratamento que utiliza membranas de UF para tratar a água de lavagem dos fitros convencionais. Tipicamente a turvação afluente ao sistema de membranas apresenta uma turvação média de 430 NTU e uma turvação média no fluxo de permeado de 0,04 NTU. Conclui-se assim que é viável a substituição de linhas de tratamento convencionais em ETA, por outras baseadas em MF/UF/NF, devidamente complementadas com um pré-tratamento adequado, como forma de fazer face às variações de qualidade da água bruta e promover a pré-remoção de MON. (Techneau, 2007).



**Figura 3.4 | Esquemas típicos de pré-tratamento a processos de separação por membranas.**

A MF e a UF distinguem-se de outros processos de filtração convencionais por não necessitarem de tratamento físico-químico antes da operação de filtração para atingirem o nível pretendido de remoção de material em suspensão, na forma particulada ou coloidal. Não obstante o referido, para que se consiga promover a remoção de espécies dissolvidas e de microrganismos patogénicos é necessário articular estes processos com um pré-tratamento adequado de forma a transformar o material dissolvido em material particulado, por exemplo através da adição de carvão activado em pó, para remoção de cor e cheiro; adição de agentes coagulantes para a remoção de carbono orgânico dissolvido (COD) ou pela adição de oxidantes para precipitação de ferro e manganês (Speth & Reiss, 2005 in AWWA). Na tabela 3.2 apresenta-se os pré-tratamentos à MF e UF em função dos parâmetros a remover:



**Tabela 3.2 | Pré-tratamentos para MF e UF (Adaptado de Speth & Reiss, 2005 in AWWA).**

Parâmetros a remover		Pré-tratamento necessário	
		MF	UF
<b>Físicos/microbiológicos</b>	Turvação Protozoários Bactérias Vírus	Pré-filtração Pré-filtração Pré-filtração Coagulação	Pré-filtração Pré-filtração Pré-filtração Pré-filtração
<b>Orgânicos</b>	COT Precusores de SPD Cor Cheiro e sabor Pesticidas	Coagulação/CAP Coagulação/CAP Coagulação/CAP Coagulação/CAP CAP	Coagulação/CAP Coagulação/CAP Coagulação/CAP Coagulação/CAP CAP
<b>Inorgânicos</b>	Ferro e manganês Arsênio Sulfureto de Hidrogênio	Oxidação Coagulação Oxidação	Oxidação Coagulação Oxidação

Na tabela 3.3 apresentam-se os resultados obtidos em alguns estudos na remoção de turvação através de MF e UF:

**Tabela 3.3 | Remoção de turvação em sistemas de MF e UF.**

Referência	Afluente (NTU)	Efluente (NTU)	Configuração
Ma <i>et al.</i> (1998)	3	< 0,1	O3+MF+UF
Moon <i>et al.</i> (2009)	8,13	0,06	MF directa
Mierzwa <i>et al.</i> (2008)	2,78	0,14	UF directa
Di Zio <i>et al.</i> (2005)	26,7	0	UF directa
Wiesner <i>et al.</i> (1990) in AWWA (1996)	25	0,4	MF directa (0,05 µm)
	25	0,9	MF directa (0,2 µm)
	25	1,8	MF directa (0,8 µm)
Qi <i>et al.</i> (2009)	13,4	0,2	UF
Xia <i>et al.</i> (2004)	23	0,1	UF directa
Atencio <i>et al.</i> (1999)	54-100	0,02 – 1,26	MF
Paxman <i>et al.</i> (2001) in AWWA (2005)	1,2 – 70,2	<0,07	UF
Best <i>et al.</i> (2001) in AWWA (2005)	27-84	0,03 - <0,1	Coag.+UF
Choo <i>et al.</i> (2005)	93	0,2-0,3	Pré-cloragem+UF

Analisando os níveis de turvação no efluente tratado apresentados na tabela 3.3 pode concluir-se que tanto a MF como UF apresentam boas taxas de remoção e que podem ser ainda maiores quando adequadamente auxiliadas por pré-tratamentos a montante. Adicionalmente, uma das vantagens de alcançar elevadas taxas de remoção de turvação e de garantir turvações na água tratada  $< 0,3$  NTU, a montante da etapa de desinfecção, é a de garantir que não existirá a presença de organismos patogénicos adsorvidos com a matéria particulada. Isto é especialmente importante no caso de microrganismos patogénicos resistentes ao cloro. Uma vez que os sistemas de membranas se provam tão eficazes na remoção de turvação, a U.S.EPA (2005) recomenda testes de integridade em sistemas de membranas porosas que apresentem valores acima de 0,15 NTU no fluxo de permeado, por suspeição de defeitos estruturais.

Associado à turvação da água bruta, encontra-se normalmente a presença de matéria orgânica natural (MON). A remoção de MON através de PSM, nomeadamente a sua fracção hidrofóbica húmica dissolvida (com elevada capacidade colmatante), causadora de cor verdadeira na água, implica, geralmente, a utilização de coagulação, oxidação ou pré-cloragem a montante do sistema de membranas (AWWA, 2005). A presença de MON afecta a qualidade da água tratada, não só por implicar incrementos nas dosagens de desinfectantes e coagulantes, mas também porque é esta fracção húmica da MON, a base precursora de formação de SPD. Assim, a remoção de MON através de PSM será sempre equacionada do ponto de vista da menor colmatção das membranas, ao mesmo tempo que se pretende minimizar a formação de THM. Na tabela 3.4 apresentam-se os processos geralmente aplicados na remoção de compostos orgânicos:

**Tabela 3.4 | - Processos para remoção de compostos orgânicos (Dégremont, 1989).**

Processo	Tipos de matéria orgânica removida	Acção
<i>Air Stripping</i>	Compostos voláteis	Evaporação
Coagulação Floculação Sedimentação	Ácidos húmicos e fúlvicos	Adsorção/gravidade
Ozonização	Fenóis, detergentes, hidrocarbonetos policíclicos, pesticidas	Oxidação
Carvão activado	Sabor, fenóis, surfactantes, hidrocarbonetos saturado, pesticidas	Adsorção/gravidade
UF	Moléculas globulares com tamanho superior ao cut-off e moléculas lineares caso significativamente superiores ao MWCO	Separação

A tabela 3.5 refere as taxas de remoção típicas de PSM aplicados isoladamente na remoção de compostos orgânicos:

**Tabela 3.5 | Processos para remoção de compostos orgânicos (Dégremont, 1989).**

Parâmetro	MF	UF	NF
Controlo de MON	<10%	0-30%	> 80%
Remoção de partículas	20-40%	70-90% (SST e colóides)	> 95%
Controlo de SPD	Nenhum	50% THM; 32% HAA	> 80%

Na tabela 3.6 apresentam-se os principais resultados obtidos na remoção de matéria orgânica, indicada pela presença de COT, COD, UV254 e BCOD em massas de água, encontrados em alguns estudos. O COT representa a quantidade de ligações de carbono nos compostos orgânicos; o COD representa a quantidade de carbono dissolvida na água, fonte de energia para o crescimento de microorganismos, tendo na sua fracção maioritária a fracção biodegradável, BDOC, constituída por moléculas orgânicas. O indicador UV254nm traduz a presença de matéria orgânica numa massa de água, utilizando o comprimento de onda a 254 nm, preferencialmente absorvido por compostos orgânicos caso estejam presentes:

**Tabela 3.6 | Remoção de MON em processos de separação por membranas**

Referência	Afluente	% Remoção	Configuração
Saquist <i>et al.</i> (2010)	COT(mg/l): 8,73	55%	UF + Oxidação (7,5 g O <sub>3</sub> /g H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> )
Siddiqui <i>et al.</i> (2000)	COD (mg/l): 3,8	94,5%	NF directa (200-300 dalton MWCO)
	2,2	90,5%	NF directa (200-300 dalton MWCO)
	3,2	93,4%	NF directa (100-150 dalton MWCO)
	1,55	99,6%	Coagulação + NF directa (200-300 dalton MWCO)
	UV254 (cm <sup>-1</sup> )		
	0,24	99,6%	NF directa (200-300 dalton MWCO)
	0,065	98,5%	NF directa (200-300 dalton MWCO)
	0,091	98,9%	NF directa (100-150 dalton MWCO)
	0,045	97,8%	NF directa (200-300 dalton MWCO)
Lebeau <i>et al.</i> (1998)	COT (mg/l): 2,0	50%	Coagulação + Sedimentação + MF imersa (11 mg/l CAP)
	COD (mg/l): 1,7	41%	
	BCOD (mg/l): 0,4	25%	
	COT (mg/l): 3,4	N/A	Coagulação em linha + MF imersa (25 mg/l CAP)
	COD (mg/l): 3,2	69%	
	BCOD (mg/l): 1,2	86%	

Um controlo eficiente da MON em linhas de tratamento deve ter como base um bom entendimento da origem, ocorrência e flutuação da matéria orgânica na massa de água. Conforme se pode observar pela tabela 3.5 e 3.6 as eficiências de remoção de MON são maiores em processos combinados e na aplicação de NF isoladamente. Assim, a remoção de MON em linhas de tratamento com MF/UF deve ser preconizada com combinação de outros processos de remoção: oxidação, coagulação/floculação e adsorção em CAP, com o objectivo de reduzir a colmatção orgânica e de aumentar a eficiência de remoção de poluentes.

Bekbolet *et al.* (2005) estudaram a taxa de remoção de matéria orgânica em 3 diferentes origens superficiais sujeitas a 3 tipos de processos: ozonização; coagulação e por fim ozonização + coagulação. A maior taxa de remoção de UV254nm foi obtida no processo combinado de ozonização + coagulação (61%), de onde se concluiu que as interações do ozono com a MON favorecem a coagulação, através do fraccionamento de moléculas de MON (obtendo menores pesos moleculares) e da oxidação de compostos orgânicos e de partículas coloidais com maior carácter hidrofílico. Segundo Orecki *et al.* (2004) partículas coloidais de carácter hidrofílico prejudicam a coagulação. A coagulação combinada com processos de membranas foi também analisada por Li *et al.* (2011) que referem que ao combinar-se a coagulação com a separação por membranas não é necessário formar flocos de grandes dimensões, já que os de menor dimensão também ficam retidos nas membranas. Contudo, a dose de coagulante deverá ser a mínima exigível para que se garanta a capacidade de remoção de matéria coloidal.

A UV254nm indica a presença de matéria orgânica na água, especialmente moléculas com anéis aromáticos e ligações múltiplas, associada à presença de partículas coloidais. A remoção destas partículas apenas por processos isolados de membranas de UF e MF, conforme se observa na tabela 3.3, é muito limitada, apenas melhorando em casos de aplicação de NF directa ou combinando a MF/UF com processos de coagulação/oxidação. A adição de uma etapa de ozonização combinada com processos de MF de águas superficiais parece ter a capacidade de mitigar a colmatção na membrana, já que o ozono decompõe os agentes húmicos colmatantes. A ozonização, apesar de se apresentar como eficiente mitigador de colmatção das membranas, tem uma capacidade limitada para remoção de COD: 10-20% com doses de O<sub>3</sub> entre 2-5 mg/ (Van Geluwe *et al.*, 2011 citados por Zouboulis *et al.*, 2014). Para aumentar a eficiência desta remoção, Zouboulis *et al.* (2014) propõem a adição de peróxido de hidrogénio (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>) juntamente com ozono. Os autores referem que a presença de peróxido tem maior capacidade de produção de radicais hidroxilo, que, por sua vez, aceleram a cinética de oxidação de substâncias orgânicas. Os resultados demonstraram uma elevada taxa de remoção de UV254nm (81%), com caudal de dosagem de ozono a 0,2 l/min e um rácio de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> de 0,2.

A oxidação por cloro, numa etapa de pré-cloragem, também pode auxiliar a remoção de MON. Choo *et al.* (2005) referem que a injeção de cloro, num sistema de pré-cloragem seguido de UF, removeu completamente a turvação provocada por partículas coloidais. A remoção de UV254nm foi mais substancial do que a de COD, devido à preferencial degradação oxidativa, por parte do cloro, sobre

os grupos aromáticos da MON que têm maior absorvância no comprimento de onda específico a 254nm. Na presença de ferro, a remoção de UV<sub>254</sub>nm e COD aumentou, concluindo-se que a fracção de precipitados férricos pode interligar-se por mecanismo de adsorção com compostos de MON, sugerindo-se, na sequência de etapas de oxidação de ferro e manganês, a aplicação de UF para remoção dos complexos organo-metálicos.

Kim *et al.* (2008), analisaram a remoção de COT e COD através de um sistema de MF com injeção de várias concentrações de CAP. A remoção de COT foi potenciada com a adição de CAP com MF directa, sem adição de CAP, a taxa de remoção foi de apenas 7,8%, subindo para 39% com a adição de 4 g/l de CAP e para 84% com adição de 40 g/l. Relativamente à fracção dissolvida COD, a remoção de SUVA (valor específico de absorção de UV, indicador da presença de substâncias húmicas e com potencial de formação de THM) foi também mais eficiente com o aumento da dosagem de CAP: de 22% (sem dosagem) para 53%.

#### ▪ Percursos de subprodutos de desinfecção/oxidação

Os THM são formados no tratamento de água como resultado da interacção dos reagentes oxidantes/desinfectantes com a matéria orgânica presente na água bruta ou presente na água filtrada/afinada. A formação dos subprodutos depende da temperatura, do pH, do tipo de desinfectante doseado, do tempo de contacto, da concentração de MON na água (nomeadamente da presença de ácidos húmicos), da presença de compostos halogenados (principalmente os brometos) e da presença de catalisadores naturais.

As substâncias húmicas, fracção dominante da MON, são especialmente reactivas com espécies cloradas (OCI-/OHCl) e como produto da reacção obtém-se a formação de THM, HAA e outros subprodutos halogenados. A reacção das espécies cloradas com substâncias húmicas, na presença de brometo, permite a formação de THM's tais como: clorofórmio, dibromoclorometano; diclorobromometano, bromofórmio e a formação de HAA's: ácido monocloroacético e monobromoacético, ácidos dicloroacético, ácido bromocloroacético, etc. (Bekbolet *et al.*, 2005). Segundo U.S.EPA (1999) a utilização de ozono como oxidante também promove a formação de SPD:

- Reacção com a matéria orgânica natural, com a consequente formação de aldeídos, ácidos orgânicos e outros compostos;
- Oxidação do ião brometo que conduz à formação de ácido hipobromoso, ião hipobromito, ião bromato (elevado potencial carcinogénico), compostos orgânicos bromados e bromoaminas;
- Reacção dos iões carbonato ou bicarbonato (geralmente medidos como alcalinidade) com os radicais livres OH<sup>-</sup>, com a formação de radicais carbonatos.

Como forma de evitar a formação de SPD clorados, pode promover-se a formação de cloroaminas como agente oxidante, na presença de amónia ( $\text{NH}_3$ ) e de cloro. A monocloroamina ( $\text{NH}_2\text{Cl}$ ) formada não possui, teoricamente potencial de formação SPD, apesar de ser inevitável alguma formação HAA, nomeadamente ácido dicloroacético. Por ser impossível a mistura imediata de amónia com cloro, antes da formação de cloroaminas, existirá um período de tempo em que a primeira reacção será a do cloro com a água, podendo ocorrer a formação de SPD clorados. A presença de brometo na água bruta/filtrada pode, no entanto reagir, com a cloroamina e formar bromoaminas, caracterizadas por um poder oxidante mais agressivo e com maiores taxas de consumo (U.S.EPA, 1999). Este método é, no entanto, impraticável em larga escala.

O clorofórmio é a espécie de THM mais comum e o principal SPD no tratamento de água para consumo humano. Assim, a estratégia de tratamento para remoção de THM passa, não só, pela optimização da etapa de oxidação/desinfecção (dose, tempo de contacto e local na linha de tratamento onde os reagentes são adicionados – o mais a jusante possível reduz o tempo de formação de THM), mas também pela remoção dos seus precursores, ou seja, remoção de COD e MON, mais especificamente através da remoção de ácidos húmicos, os quais possuem mais centros reactivos e consequentemente maior potencial de formação de THM. Amy *et al.* (1990) referem que a maioria do potencial de formação de THM apresenta-se em águas com valor de SUVA (rácio entre a fracção orgânica dissolvida que absorve UV254nm) < 3.

As membranas conseguem remover precursores de SPD por separação física e por adsorção de compostos orgânicos. Se as moléculas de MON são maiores do que os poros da membrana, ficam retidas e a formação de SPD é consequentemente reduzida. Já a remoção de MON através de adsorção na membrana, por provocar colmatção irreversível da mesma, é desaconselhada. A redução de SPD através de MF e UF implicará a introdução de um adequado pré-tratamento, uma vez que de outro modo apenas se garantem remoções de NOM de 5 a 30%. No caso de membranas de NF e OI aplicadas isoladamente, é possível obter taxas de remoção de NOM na ordem dos 50 a 99% (U.S.EPA, 1999), sendo também recomendado que se inclua um pré-tratamento para evitar o aumento da frequência de colmatção e de ciclos de lavagem.

Embora seja possível reduzir o potencial de formação de SPD numa linha de tratamento, a utilização de oxidantes e a inexistência de uma remoção de 100% da MON irá tornar inevitável o seu aparecimento. Uma vez formados, os THM podem ser removidos por filtros de carvão activado ou por membranas de NF/OI (USDI, 2009). Segundo a U.S.EPA (1999), a melhor técnica disponível para a remoção de NOM é a combinação de coagulação optimizada com um adequado processo de filtração convencional. Outros métodos alternativos incluem a tecnologia de membranas como a MF/UF na etapa de separação, em detrimento da filtração convencional.

Num estudo realizado por Uyak *et al.* (2007) a membrana de NF (NF-200) mostrou as seguintes eficiências de remoção de compostos de THM: clorofórmio 88%, bromodiclorometano 94% e dibromoclorometano 96%. As taxas de remoção aumentaram proporcionalmente com o aumento do

peso molecular das espécies de THM formadas. A remoção de THM brominados também apresentou a mesma tendência, à medida que os átomos de bromo iam substituindo os átomos de cloro, aumentando o seu peso molecular e permitindo a sua remoção na membrana.

O efeito da remoção de MON na prevenção da formação de SPD foi analisado por Ates *et al.* (2008). Os autores observaram as taxas de remoção e de formação de THM e HAA em permeados de membranas de UF e NF. Os autores concluíram que a presença de MON levou a uma maior formação de THM do que de HAA. As membranas de UF, ao reterem a fracção orgânica de maior peso molecular, correspondente à fracção que possui mais centros reactivos de MON, apresentam maiores taxas de remoção de THM do que HAA. Já a NF retém igualmente os vários pesos moleculares dos compostos orgânicos, apresentando taxas de remoção de THM e HAA semelhantes. Em ambos os casos, as reduções de THM e HAA foram proporcionais às reduções de COD e UV254nm. Na tabela 3.7 apresentam-se os resultados obtidos:

**Tabela 3.7 | Concentração de THM e HAA e respectivas taxas de remoção.**

	<b>THM</b>	<b>HAA</b>
<b>Afluente PSM</b>	<b>128 µg/l</b>	<b>53 µg/l</b>
% Remoção (UF)	63%	38%
% Remoção (NF)	96%	91%

No mesmo estudo os autores analisaram as espécies de THM formadas e a presença das mesmas no permeado das membranas. As espécies brominadas dominaram sobre as cloradas, uma vez que os processos de UF e NF rejeitam a fracção orgânica dissolvida e não o bromo no seu estado de oxidação -1 (brometo). Na tabela 3.8, apresentam-se os resultados:

**Tabela 3.8 | Concentração de SPD e respectivas taxas de remoção.**

	<b>CLF (µg/l)</b>	<b>BDCM (µg/l)</b>	<b>DBCM (µg/l)</b>	<b>BMF (µg/l)</b>
<b>Afluente PSM</b>	<b>65</b>	<b>40</b>	<b>22</b>	<b>1</b>
PT-UF	8	11	28	13
GH-UF	1	3	10	9
DL-NF	0	2	6	2
DK-NF	0	1	3	2

CLF – Clorofórmio; BDCM – Bromodiclorometano; DBCM – Dibromoclorometano; BMF - Bromofórmio

Num estudo realizado por Listiariani *et al.* (2010), foi analisado um sistema de tratamento para controlo da presença de bromato na água tratada. Os autores concluíram que a remoção de brometo por UF e NF é limitada, pelo que a etapa de oxidação subsequente é essencial para o controlo da

formação de bromato. Os autores concluíram que os processos de coagulação ou NF, quando aplicados isoladamente não removem eficientemente ácido húmico, brometo e bromato, mas que uma combinação dos dois processos promove a redução de bromato a brometo, através da adição de sulfato de ferro, o qual por sua vez é oxidado a sulfato férrico e actua posteriormente como coagulante. A remoção de brometo antes da formação de bromato é muito limitada quer através de processos convencionais quer recorrendo a PSM, quando comparada com a remoção de bromato em si. Assim, tendo em conta que nem os processos convencionais nem os PSM conseguem uma total remoção de brometo, deve ter-se especial atenção ao pós-tratamento e ao uso dos reagentes oxidativos de modo a assegurar que o brometo presente não se converte em bromato nem é introduzido na água tratada para consumo humano.

### 3.3.2 REMOÇÃO DE COMPOSTOS INORGÂNICOS

#### ▪ Manganês e ferro

Os metais manganês e de ferro, apesar de essenciais na saúde humana quando em baixas concentrações, necessitam ser removidos por serem responsáveis pelo sabor metálico/medicinal conferidos à água tratada, bem como causadores de cor e também porque os seus precipitados, produzidos durante a sua oxidação, podem entupir canalizações e tubagens. No tratamento convencional, a oxidação de ferro e manganês é levada a cabo por oxidantes. Os precipitados são depois removidos por filtração ou sedimentação. A oxidação pode ser complexa, na presença de MON (nomeadamente ácidos fúlvicos e fosfatos). A remoção dos precipitados de ferro e manganês depende do tamanho dos complexos de precipitados metálicos formados.

A remoção de ferro e manganês é dependente da etapa de oxidação destas espécies, isto é, no caso de MF e UF a remoção de ferro e manganês é efectuada através da remoção dos precipitados formados durante a oxidação a montante. Choo *et al.* (2005), referem que a UF directa foi incapaz de remover ferro e manganês nas suas formas dissolvidas e, segundo AWWA (2006), esse processo provocou a colmatação irreversível da membrana.

De acordo com AWWA (2006), o uso de oxidantes é recomendado em PSM com membranas de MF e UF. No estudo efectuado, os melhores oxidantes foram o ozono e o dióxido de cloro, adicionados a um processo combinado de oxidação+MF. O doseamento destes reagentes, combinado com a membrana de MF, alcançou concentrações < 0,025 mg/L de manganês no tratamento de uma água bruta com um concentração inicial de 0,3 mg/l. Os autores estudaram também a adição de cloro e peróxido de hidrogénio na etapa de oxidação, concluindo que o cloro necessitou de 100 minutos de tempo de contacto para alcançar concentrações de manganês na água tratada de 0,05 mg/l e que o peróxido de hidrogénio não chegou a oxidar suficientemente o manganês de modo a obter



precipitados separáveis na membrana. Os autores concluem que são necessárias elevadas doses de cloro para remoção de ferro e manganês conjuntamente.

O efeito do doseamento de cloro em pré-cloragem a um sistema de UF foi também estudado por Choo *et al.* (2005). Ao tratar água bruta com 1 mg/L de ferro e 0,5 mg/ de Mn, os autores observaram que doses de 0,5 mg/l de cloro alcançaram, em 20 minutos, 100% de remoção de ferro. Já a remoção de manganês não foi tão eficaz, concluindo-se que com doses reduzidas de cloro outros constituintes na água bruta foram oxidados preferencialmente em vez do manganês e assim uma dose relativamente elevada de cloro (2 mg/l) foi necessária para obter 40% de remoção.

Já no caso da NF, é a existência de precipitados de ferro e manganês que condiciona a sua rejeição na membrana, promovendo o fenómeno de *scaling*. Nestes sistemas é preferível que o ferro e o manganês sejam mantidos no seu estado dissolvido, sem serem oxidados. As membranas de NF serão capazes de remover estes compostos com elevadas taxas de remoção, semelhantes às apresentadas na rejeição dos restantes iões bivalentes. Isto é importante na medida em que, tipicamente, os materiais das membranas de NF e OI também não toleram a presença de reagentes oxidantes. Assim, para sistemas de NF, a pré-oxidação de manganês e ferro, imediatamente a montante, é desaconselhada (AWWA, 2006). A prevenção da oxidação de ferro e manganês pode ser conseguida a pH fortemente ácidos, já que a oxidação natural destes metais é favorecida a pH > 9. Esta conclusão foi confirmada por Rashdi *et al.* (2013), que obtiveram aumentos nas taxas de remoção de manganês através de membranas NF de 33% para 89% quando o pH foi colocado a 1,5.

### 3.3.3 REMOÇÃO DE MICRORGANISMOS

- **Bactérias, vírus, protozoários e outros organismos patogénicos**

A remoção de organismos patogénicos é mais importante do que a sua inactivação, sendo que, idealmente, uma linha de tratamento de água para consumo humano deve ser capaz de efectuar as duas formas de esterilização da água, complementando-as mutuamente. A remoção é conseguida através da etapa de filtração, a qual deverá remover os organismos inactivados e, se possível, os ainda vivos e resistentes à desinfecção.

Castro-Hermida *et al.* (2008) analisaram a existência de oocistos de *Cryptosporidium spp.* e cistos de *Giardia duodenalis* na água tratada de 16 ETA, com linhas de tratamento convencional. Os autores concluíram que em 12 linhas de tratamento, o efluente tratado evidenciou a presença de oocistos de *Cryptosporidium spp.* (max: 8 n° oocistos /l) e que todas as ETA analisadas apresentaram cistos de *Giardia duodenalis* (max: 12 n° cistos/l). Estes resultados denotam a fragilidade das linhas de tratamento convencional (coagulação/floculação, sedimentação, filtração e desinfecção) em termos de remoção e inactivação destes organismos. Com efeito, de acordo com Korich *et al.* (1990) *in*

Bettancourt & Rose (2004), não foi observada qualquer inactivação de *Cryptosporidium* após 18 horas de tempo de contacto com elevadas doses de cloro e cloraminas. Estes protozoários, monocelulares e parasitas são bastante resistentes a condições adversas, variações de temperatura e de pH.

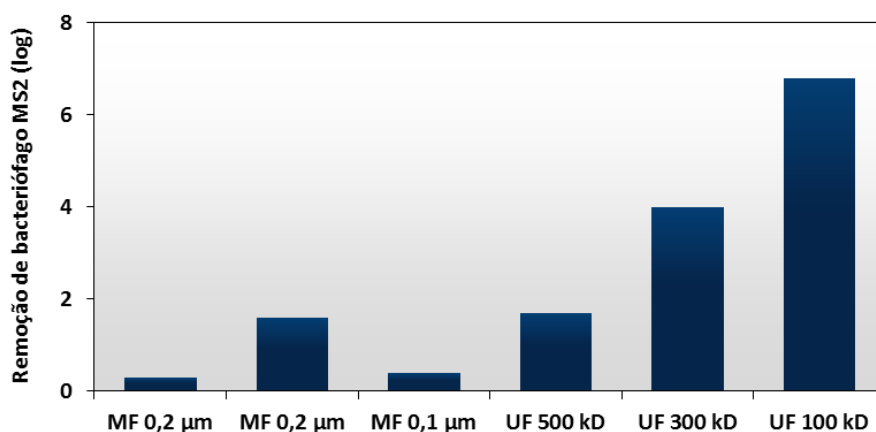
Segundo a USDI (2009), a melhor técnica disponível para remoção de poluentes microbiológicos, é a combinação de coagulação optimizada e filtração. Alternativamente, a separação efectuada através de processos de membranas, também garante elevadas taxas de remoção. As membranas de MF/UF (com tamanhos de poros entre 0,01 e 0,5 µm) são tipicamente aplicadas para remoção completa de todos os cistos de protozoários (dimensões entre 3-15 µm) e de bactérias (dimensões 0,5-10 µm). A eficiência da remoção depende da integridade da matriz porosa e do módulo de membranas (U.S.EPA, 2005). A remoção de vírus, organismos de dimensões típicas entre 0,02-0,08 µm, obriga normalmente a que se aplique um processo de UF, com um *cut-off* mais selectivo. As membranas de NF e OI, por serem densas e não porosas, têm a limitação de não permitirem contralavagens e assim, caso a água bruta, além da presença de vírus, tiver um elevado teor de sólidos suspensos, a aplicação directa destes PSM iria resultar na colmatação irreversível da membrana. A utilização de NF e OI como barreira absoluta a vírus, pode ser preconizada apenas em águas com reduzida carga de sólidos suspensos.

Jacangelo *et al.* (1997), estudaram a eficiência de remoção de oocistos de *Cryptosporidium parvum* e cistos de *Giardia muris* em diferentes membranas de MF e UF. As taxas de remoção variaram entre >4-6-log. Numa escala de esterilidade, a remoção de 6-log e 1-log representa uma eficiência de remoção de microrganismos de 99,9999% e 90%, respectivamente. Na tabela 3.9 encontram-se os resultados obtidos pelos autores:

**Tabela 3.9 | Remoção de oocistos de *Cryptosporidium parvum* e cistos de *Giardia Mur* em membrans de MF/UF (adaptado de Jacangelo et al., 1997)**

Memb.	PSM	Cut-off	<i>Giardia muris</i>			<i>Cryptosporidium parvum</i>		
			Afluente cistos/l	Remoção (log)	% de Remoção	Afluente oocistos/l	Remoção (log)	% de Remoção
A	MF	0,2 µm	54000	>4,7	99,998%	26000	>4,4	99,996%
			150000	>5,2	99,999%	26000	>4,9	99,999%
B	MF	0,2 µm	54000	>4,7	99,998%	26000	>4,4	99,996%
			150000	>5,2	99,999%	26000	>4,9	99,999%
C	MF	0,1 µm	120000	4,6	99,997%	26000	4,2	99,994%
			110000	>5,0	99,999%	26000	>4,8	99,998%
D	UF	500 kD	90000	>5,0	99,999%	26000	>4,8	99,998%
			150000	>5,2	99,999%	26000	>4,9	99,999%
E	UF	300 kD	90000	>5,0	99,999%	26000	>4,8	99,998%
F	UF	100 kD	54000	>4,7	99,998%	26000	>4,4	99,996%
			150000	>5,2	99,999%	26000	>4,9	99,999%

No mesmo estudo os autores testaram também as eficiências de remoção através de MF e UF do bacteriófago MS2 (um vírus que infecta a bactéria *Escherichia Coli* e outras bactérias da mesma família). Os resultados, sintetizados na figura 3.5, mostram que nos processos de MF a taxa de remoção não ultrapassou os 2-log enquanto em membrans UF a taxa de remoção foi crescente, à medida que a dimensão do poro da membrana ia diminuindo, culminando numa taxa de remoção > 6-log, na membrana de UF com poro mais fechado (100 kD de MWCO):



**Figura 3.5 | Remoção de vírus MS2 em membrans de MF/UF (adaptado de Jacangelo et al., 1997).**

Fiksdal & Leiknes (2006) analisaram a remoção de vírus MS2 através de um processo combinado de coagulação + MF e de coagulação + UF. Dois coagulantes à base de alumínio foram aplicados (ALG e PAX). Os dois coagulantes (doseados a 3 e 5 mg/l) permitiram alcançar remoções de vírus de 6,7 a > 7,5-log no permeado das membranas de MF/UF. Sem coagulação, a MF não removeu o vírus e apenas uma pequena remoção foi alcançada com UF.

Em suma, para se obter uma água tratada, segura do ponto de vista microbiológico, os PSM mostram-se robustos e eficazes na remoção de microrganismos, provando serem uma barreira efectiva a organismos patogénicos, vírus e bactérias. Na tabela 3.10 apresentam-se os resultados obtidos em diversos estudos que analisaram a taxa de remoção de microrganismos em diversos PSM, resumindo aquilo que foi dito anteriormente:

**Tabela 3.10 | Eficiências de remoção de diversos microrganismos através de PSM (adaptado de Madaeni, 1999 e AWWA, 2005).**

Referência	Microrganismo	Afluente	Remoção	PSM
Jacangelo <i>et al.</i> (1989)	Bactérias	$4,9 \times 10^2$ cél/ml	100%	UF
Cabassud <i>et al.</i> (1991)	Coliformes Coliformes fecais <i>Clostridium</i>	N/A	100%	UF
Cooper & Straube (1979)	Bacteriófago MS2 Poliovírus	N/A	Log-7 Log-5	OI
Madaeni <i>et al.</i> (1995)	Poliovirus Poliovirus	N/A N/A	>99% 100%	MF (0,22 µm) UF
Long (1983)	Cistos <i>Giardia Lamblia</i>	65000 n°/ml	99,99%	MF (0,2 µm)
Jacangelo <i>et al.</i> (1995)	Cistos <i>Giardia</i>	$5,4 \times 10^4$ - $1,5 \times 10^5$ n°/ml	4,6 a 5,2-log	MF
	Oocistos <i>Cryptosporidium</i>	$2,6 \times 10^4$ - $8,2 \times 10^4$ n°/ml	4,2 a 4,9-log	MF
	Cistos <i>Giardia</i> Oocistos <i>Cryptosporidium</i>	$2,6 \times 10^4$ - $1,0 \times 10^5$ n°/ml $2,4 \times 10^4$ - $9,1 \times 10^4$ n°/ml	>6,4 a 7-log >6,3 a 7-log	UF UF
Adham <i>et al.</i> (2001)	Coliformes totais	$2,2 \times 10^6$ - $9 \times 10^7$ n°/ml	>6,9-log	UF
Jacangelo <i>et al.</i> (1997)	E.Coli	$6,6 \times 10^7$ n°/ml $6,6 \times 10^7$ - $9,6 \times 10^8$ n°/ml	>7,8-log 5,6 a >9-log	MF UF
	Pseudomonas Aeruginosa	$1,5 \times 10^8$ n°/ml $1,5 \times 10^8$ - $5,3 \times 10^8$ n°/ml	>8,2-log >8,2 a >8,7-log	MF UF

#### ▪ Fitoplâncton

As cianobactérias, em especial as suas toxinas intracelulares, são reconhecidas como as principais causas de problemas de sabor e cheiro no abastecimento de água tratada. Os compostos geosmina e MIB (2-metilisoborneol), metabólitos de cianobactérias, quando libertadas na massa de água, conferem à água odores desagradáveis a terra/mofo (McGuire & Gaston, 1988 in Almeida, 2005). A maioria das espécies de cianobactérias não causam problemas de sabor e odor nem produzem toxinas. Algumas espécies, porém, além de produzirem compostos causadores de sabor e odor, produzem simultaneamente toxinas. Os gêneros mais associados à produção de toxinas são *Microcystis*, *Oscillatoria*, *Cylindrospermopsis*, *Anabaena*, *Planktothrix*, *Aphanizomenon*, *Nodularia* e *Lyngbya*.

Actualmente, a única classe de toxinas de cianobactérias que foi avaliada em termos de conformidade legal nacional e internacional, relativamente ao risco para a saúde humana, foram as microcistinas. A Organização Mundial de Saúde (OMS) adopta um valor de referência provisório de 1 µg/L de microcistina-LR na água potável, valor também constante a nível interno, no D.L nº 306/2007. O grau de toxicidade das cianotoxinas permite o seu agrupamento:

- **Hepatotoxinas**, assim denominadas devido aos efeitos hepatotóxicos que provocam, e onde se incluem as microcistinas (geralmente microcistina-L e microcistina-LA), cilindrospermopsina e nodularina. As microcistinas e nodularinas são moléculas solúveis em água e com elevada estabilidade química. Os sinais de envenenamento na consequência da sua absorção pelo fígado são: fraqueza, palidez, vómitos, diarreia, anorexia e problemas respiratórios. As microcistinas são também promotoras de tumores (Vasconcelos, 1996; U.S.EPA, 2012);
- **Neurotoxinas**, interferentes com o sistema nervoso e causadoras de paralisia muscular, onde se incluem anatoxina-a e saxitoxina;
- **Dermatotoxinas**, causadores de irritações na pele e mucosas após contacto directo, onde se incluem a aplasiatoxina e lingbiatoxina.

De acordo com Campinas *et al.* (2002), existem essencialmente três alternativas de tratamento numa ETA para a remoção de cianobactérias e cianotoxinas:

Provocar propositadamente a lise das células vivas de cianobactérias e consequente libertação das cianotoxinas na linha de tratamento, garantindo que os processos de tratamento instalados asseguram a sua remoção em conformidade. Nestes casos, a primeira poderá ser obtida através de uma dosagem forte de oxidantes (cloro ou ozono). A segunda etapa, para remoção de cianotoxinas, poderá ser efectuada por nanofiltração (NF) ou osmose inversa (OI); filtros de carvão activado granulado (CAG); adsorção em CAP;

Remoção primeira das células com toxinas intracelulares evitando neste caso a sua ruptura (MF/UF, coagulação, floculação, sedimentação, flotação) e, posteriormente, remoção (pelos métodos descritos no ponto anterior) das toxinas extracelulares, eventualmente libertadas e dissolvidas na água. Nestes casos é importante referir que entre 10-20% do total de toxinas é extracelular (Negri *et al.* 1997);

Remoção simultânea de cianobactérias intactas e de eventuais cianotoxinas extracelulares que se dissolvam na água. Esta alternativa parece ser a mais indicada do ponto de vista económico e de eficiência global de um sistema de tratamento de água. A remoção de células de cianobactérias deve ser efectuada tanto quanto possível sem causar danos celular nas células. Para o efeito a solução mais promissor parece ser a de combinar processos convencionais com processos de membrana,

como por exemplo: CAP+UF ou CAP+NF (Mouchet & Bonn  lye, 1998 citados por Gijbertsen-Abrahamse *et al.*, 2005).

- **Remo  o de cianotoxinas intracelulares (c  lulas intactas)**

O objectivo    maximizar a integridade da parede celular das c  lulas de cianobact  rias e se poss  vel remov  -las em processos f  sicos. Embora muitas vezes utilizada para reduzir os compostos causadores de sabor e odor e reduzir outros contaminantes, a utiliza  o de oxidantes em etapa de pr   ou p  s-oxida  o agride a membrana celular das cianobact  rias e, como consequ  ncia da fragmenta  o celular, ocorre a liberta  o de toxinas extracelulares na   gua em tratamento.

O permanganato de pot  ssio    eficaz na oxida  o de microcistina e anatoxina-a (pH de 6 a 8), mas n  o    reactivo com a cilindrospermopsina. Al  m da capacidade de oxidar cianotoxinas, o permanganato de pot  ssio, demonstra ser tamb  m eficaz na remo  o de c  lulas *Microcystis* intactas sem ocorrer a liberta  o de toxinas. A aplica  o de ozono    muito eficaz para remo  o de microcistinas, anatoxina-a e cilindrospermopsina, mas muito dependente do pH (7 a 10 para anatoxina-a e 4 a 10 para cilindrospermopsina). A taxa de remo  o pode ser afectada pela presen  a de MON, que pode ser oxidada prioritariamente em rela  o   s toxinas. As cloraminas e o di  xido de cloro n  o s  o eficazes na remo  o de cianotoxinas, uma vez que exigem elevadas dosagens tornando o processo proibitivo do ponto de vista econ  mico, assim como o recurso a UV. O uso de cloro    eficaz na remo  o de microcistinas e cilindrospermopsina a pH<8, mas ineficaz na remo  o de anatoxina-a. A aplica  o de oxidantes t  m a desvantagem de provocar a l  se celular de cianobact  rias e a forma  o de SPD. Caso seja necess  ria a etapa de pr  -oxida  o, ocorrer   inevitavelmente a liberta  o de toxinas, pelo que os processos a jusante ter  o de ser capazes de as remover. Recomenda-se, caso poss  vel, que se evite a etapa de oxida  o, se o objectivo for a remo  o de cianobact  rias intactas sem a liberta  o de toxinas (U.S.EPA, 2012).

A remo  o de c  lulas intactas pode ser objectivada atrav  s de processos n  o agressivos: coagula  o, flocula  o, decanta  o ou flota  o e filtra  o (convencional ou por membranas). No caso da coagula  o/flocula  o interessa investigar se a adi  o de coagulantes e as condi  o  es de mistura provocam a degrada  o da membrana celular. De acordo com os trabalhos de Sun *et al.* (2013), n  o houve danos na integridade da membrana celular durante a remo  o de *Microcystis aeruginosa* com dosagens de coagulante de 15 mg/l de cloreto de alum  nio (AlCl<sub>3</sub>), quer em condi  o  es de mistura r  pida como de mistura lenta, de 1 min e 20 min, respectivamente. Contrariamente, o estudo de Han *et al.* (2013) revela que as c  lulas de *Microcystis* foram consideravelmente danificadas pela adi  o de uma dose de alum  nio de 48 mg/l, concluindo os autores que a coagula  o deve ser utilizada com precau  o, ou at   mesmo evitada, durante a ocorr  ncia de *blooms* de algas e cianobact  rias.

A flota  o    eficaz na remo  o de cianotoxinas intracelulares, j   que as c  lulas flutuam com relativa facilidade. Teixeira & Rosa (2006) analisaram a remo  o de *Microcystis aeruginosa* e microcistina,

através de uma linha de tratamento constituída por coagulação/floculação+flotação(DAF)+NF. Foram utilizados dois tipos de gases no pré-tratamento de flotação: ar dissolvido (DAF) e uma mistura de CO<sub>2</sub>/ar. O efeito do pH ácido provocado pela mistura ar/CO<sub>2</sub> não apresentou benefícios adicionais quer em termos de libertação de toxinas quer em termos de remoção da MON para uma adequada etapa de NF sem a ocorrência de colmatação irreversível. A linha de tratamento convencional combinada com NF removeu completamente as cianobactérias (100% de eficiência de remoção de clorofila-a e >99,7% de microcistina intracelular) e a microcistina extracelular (>99,4%), independentemente do pré-tratamento utilizado e com uma taxa de recuperação de água até 84%. A sequência Flotação(DAF)-NF mostrou-se uma barreira segura contra *Microcystis aeruginosa* e microcistina na água potável. Além disso, assegura um excelente controlo de partículas, formação de SPD e outros micropoluentes que possam estar presentes na água bruta.

- **Remoção de cianotoxinas extracelulares (após ruptura da membrana celular de cianobactérias)**

A separação por membranas de cianotoxinas intracelulares e extracelulares pode ser efectuada por processos de MF e de UF desde que as células não fiquem acumuladas na superfície da membrana por um longo período de tempo e desde que a pressão e caudal de alimentação ao módulo de membrana não provoquem a ruptura da parede celular das cianobactérias. A NF, além de remover as células intactas de cianobactérias, remove também eventuais cianotoxinas libertadas na água, dependendo das propriedades e do material da membrana utilizada, das propriedades das cianotoxinas e das condições processuais. Gijbertsen-Abrahamse *et al.* (2005) estudaram a remoção de células intactas de cianobactéria e a remoção de cianotoxinas através de processos de UF e NF. A água bruta pretendia simular um *bloom* de *Planktothrix agardhii* e *Planktothrix rubescens*. Um máximo de 2% de microcistinas foram detectadas no permeado de UF. A libertação de microcistinas justifica-se pelas observações microscópicas que evidenciaram ligeiros danos nos filamentos de *Planktothrix agardhii* após UF. Já na filtração por NF, as toxinas adsorveram na membrana e apenas se detectaram anatoxina-a e microcistina no permeado, apresentando a NF remoções de 96% e 99% respectivamente.

Com o objectivo de identificar e avaliar os métodos de controlo e a viabilidade de diferentes métodos de remoção de microcistina-LR, a WRF (2014) realizou um estudo onde testou as seguintes tecnologias de tratamento: UV/Peróxido de hidrogénio (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>); ozonização; adsorção em CAP; filtração em CAG; e membranas (NF e OI). O estudo demonstrou que a aplicação de UV/ H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> foi eficaz mas muito dependente de diferentes dosagens de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>. A aplicação de UV isoladamente não foi eficaz na remoção da toxina. A filtração em CAG foi eficaz na remoção de microcistina-LR, exigindo, contudo, frequentes substituições de CAG e a garantia de que as concentrações de COT se mantinham reduzidas. A pH < 7, a ozonização mostrou-se eficaz na remoção da cianotoxina (97% de remoção com dosagens de 0,4 mg/l). Tendência semelhante de reposição do meio de adsorção teve a adsorção em CAP, com dosagens de 10 mg/l e com um tempo de contacto de 30 minutos. Outros autores referem que a adsorção em CAP é considerada eficaz na remoção de cianotoxinas,

no entanto, para atingir taxas de remoção elevadas podem ser necessárias doses de CAP entre 50 – 100 mg/l. A presença de MON é também importante na medida em que os compostos orgânicos competem com as toxinas na dinâmica de adsorção pelo CAP (Mouchet & Bonnélye, 1998 citados por Gijbertsen-Abrahamse *et al.*, 2005). Relativamente às membranas de NF e OI, ambas garantiram taxas de remoção > 95%. Noutro estudo, os mesmos autores, testaram a eficiência de remoção de metabólitos de toxinas extracelulares (MIB, geosmina, cilindroespermopsina e microcistinas) em sistemas integrados constituídos por UF, NF e OI combinadas com coagulação, adsorção em CAP e MF. Os autores concluem que a NF, aplicada como etapa de afinação final num processo integrado que inclua UF a montante, é o melhor método para maximizar a remoção de metabólitos extracelulares de cianobactérias.



# 4

## CARACTERIZAÇÃO DO CASO DE ESTUDO

De acordo com os objectivos deste trabalho foram avaliadas as vantagens e as limitações associadas à reabilitação de linhas de tratamento em ETA cuja origem de água utilizada para produção de água para consumo humano apresenta deterioração da sua qualidade. A reabilitação foi efectuada recorrendo a tecnologia de membranas de modo a assegurar uma produção de água para consumo humano com elevada qualidade, independentemente da qualidade da água na origem. Foi escolhido como estudo de caso a ETA de Monte Novo. Foi simulado um cenário de deterioração da qualidade da água bruta, com variação de parâmetros poluentes baseados no histórico de qualidade da água da Albufeira de Monte Novo, com o objectivo de testar os limites do sistema de tratamento convencional actualmente instalado. Posteriormente preconizou-se uma proposta de reabilitação da ETA e realizou-se a respectiva avaliação de custos por forma a permitir comparar custos de investimento/exploração. A proposta de reabilitação considerou dois cenários possíveis:

- Um sistema de tratamento baseado especificamente na tecnologia de membranas;
- Um sistema de tratamento híbrido que conjuga tecnologia convencional já instalada na ETA de Monte Novo, e que seja complementada com tecnologia de separação por membranas.

### 4.1 CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA BRUTA DA ALBUFEIRA DE MONTE NOVO

A Albufeira de Monte Novo tem uma capacidade de cerca de 15 hm<sup>3</sup> de água, destinada à produção de água para consumo humano e à rega de terrenos agrícolas (tipicamente vinha) e dispõe de ligação com a Albufeira do Alqueva, podendo ser aduzida água desta última para mistura/enchimento da primeira, a fim de satisfazer eventuais necessidades quantitativas. Segundo Viegas (2010) a cobertura vegetal é constituída essencialmente por montado de sobreiros, azinheiras e eucaliptos, apresentando áreas com culturas de regadio e de sequeiro. Os factores climáticos aliados à poluição difusa proveniente destas áreas, bem como dos efluentes provenientes das explorações agropecuárias e esgotos domésticos, tornam esta massa de água particularmente sensível ao progresso da eutrofização. Para a caracterização da qualidade da água superficial da Albufeira de Monte Novo, foi analisado, não só o seu estado trófico mas também a sua classificação de acordo com o disposto no anexo I ao Decreto-Lei n.º 236/98. De modo a que classificação do estado trófico da Albufeira de Monte Novo possa transmitir, de algum modo, a evolução da qualidade da sua água, foram analisados os anos hidrológicos de 2004/2005 a 2008/2009. A análise aqui efectuada finaliza no ano hidrológico de 2008/2009 por ter sido suspensa, desde meados de Março de 2010, a manutenção das estações de monitorização automáticas do SNIRH, comprometendo a fiabilidade dos dados de qualidade recolhidos posteriormente. A metodologia de classificação teve por base a grelha de

classificação adoptada pelo INAG em 2002 e apresentada na Tabela 4.1. Acrescente-se, como nota, que os valores correspondem a médias geométricas e que o estado trófico da massa de água é determinado pelo critério mais desfavorável:

**Tabela 4.1 | Considerações para classificação do estado trófico da albufeira do Monte Novo**

PARÂMETRO	OLIGOTRÓFICO (O)	MESOTRÓFICO (M)	EUTRÓFICO (E)
Fósforo Total (mg P/m <sup>3</sup> )	< 10,0	10,0 – 35,0	> 35,0
Clorofila-a (mg/m <sup>3</sup> )	< 2,5	2,5 – 10,0	> 10,0
Oxigénio Dissolvido (% Saturação)	-	-	< 40,0

(Adaptado de INAG, 2012)

A classificação do estado trófico seguiu a metodologia de Coelho *et al.* (2004) a qual prevê que cada albufeira possa apresentar diferentes estados tróficos, de ano para ano. Desse pressuposto, os autores propõem que a classificação final do estado trófico da albufeira reflita a classificação obtida na maioria dos anos analisados, excepto quando nos dois últimos anos a classificação não se altera (sendo neste caso adoptada a classificação do último ano). Na tabela 4.2 apresenta-se a classificação do estado trófico da Albufeira de Monte Novo:

**Tabela 4.2 | Classificação do estado trófico da Albufeira de Monte Novo**

ANO HIDROLÓGICO	PARÂMETROS DE CLASSIFICAÇÃO			NÍVEL TRÓFICO
	FÓSFORO TOTAL (mg P/m <sup>3</sup> )	OXIGÉNIO DISSOLVIDO (% Saturação)	CLOROFILA-a (mg/m <sup>3</sup> )	
2003/2004	71,7	89,5	5,0	E
2004/2005	59,7	96,8	10,7	E
2005/2006	80,2	98,3	10,0	E
2006/2007	80,0	87,6	13,1	E
2007/2008	51,0	95,4	8,7	E
2008/2009	76,0	85,8	6,0	E
<b>Classificação Final</b>		<b>E (EUTRÓFICO)</b>		

Na tabela 4.3 apresentam-se os valores de concentração máximos, médios e mínimos para cada parâmetro de qualidade da água, bem como a sua classificação de acordo com o Decreto-Lei nº 236/98. Para esta caracterização da água bruta da Albufeira de Monte Novo foi considerada a informação recolhida de Almeida (2005); AdCA (2004); histórico de dados 2004 a 2009 da base de dados SNIRH (2014) e por fim dados fornecidos presencialmente pela AdCA (2011) aquando visita presencial à linha de tratamento da ETA de Monte Novo. Nos casos em que a concentração dos parâmetros se mostrou menor que o limite de quantificação (LQ) do método de medição utilizado, empregou-se a seguinte relação: [Concentração = LQ/2]. Na tabela 4.4, mostra-se um “ano médio”,

em termos das concentrações médias obtidas em cada mês ao longo dos anos 2004-2010. O objectivo é identificar quais os meses onde ocorrem as situações de ponta, com a distinção dos picos máximos de cada parâmetro, agrupando a sua ocorrência em função da época: Verão/Seco (caso tenha ocorrido durante Junho, Julho e Agosto) ou Inverno/Chuvas (caso tenha ocorrido durante Outubro, Novembro, Dezembro, Janeiro e Fevereiro).

**Tabela 4.3 | Características da água bruta da Albufeira de Monte Novo (de 2004 a 2009/2010), classificada de acordo com o disposto no Decreto-Lei nº 236/98.**

Parâmetros	Unidades	Máximo	Class.	Média	Class.	Mínimo	Class.
Amoníaco não ionizado	mg.L <sup>-1</sup>	0.18		0.02		0.0001	
Alcalinidade	mg.L <sup>-1</sup>	102.5		86.43		65	
Algas	nº cél.ml <sup>-1</sup>	106607		37948.25		379	
Alumínio	mg.L <sup>-1</sup>	1.8		0.93		0.051	
Arsénio	mg.L <sup>-1</sup>	0.0047	A1	0.003	A1	0	A1
Azoto Amoniacal	mg.L <sup>-1</sup>	0.8	A2	0.27	A2	0.01	A1
Azoto Kjeldahl	mg.L <sup>-1</sup>	2.5	A3	1.10	A2	0.78	A1
Bário	mg.L <sup>-1</sup>	0.038	A1	0.03	A1	0	A1
Boro	mg.L <sup>-1</sup>	0.028	A1	0.02	A1	0	A1
Cádmio	mg.L <sup>-1</sup>	0.0025	A1	0.0013	A1	0.0002	A1
CBO <sub>5</sub>	mg.L <sup>-1</sup>	10	>A3	2.74	A3	1.5	A1
Chumbo	mg.L <sup>-1</sup>	0.015	A1	0.01	A1	0.009	A1
Cianetos	mg.L <sup>-1</sup>	0.0025	A1	0.0025	A1	0.000	A1
Cheiro	Factor de diluição a 25 Cº	3	A1	0.0	A1	0.000	A1
Cloretos	mg.L <sup>-1</sup>	59	A1	32.34	A1	14	A1
Clorofila-a	µg.L <sup>-1</sup>	197.19		12.50		2.3	
Cobre Dissolvido	mg.L <sup>-1</sup>	0.01		0.003		0.0025	
Cobre	mg.L <sup>-1</sup>	0.04	A2	0.01	A1	0.0025	A1
Coliformes Fecais	nº cél/100ml	1100	A3	67.54	A3	1	A1
Coliformes Totais	nº cél/100ml	1600	A3	93.21	A3	1	A1
Condutividade	µS.cm <sup>-1</sup> (20 °C)	446	A1	309.42	A1	198	A1
Cor	Escala Pt-Co, mg.L <sup>-1</sup>	72	A3	30.08	A3	0.000	A1
COT	mg.L <sup>-1</sup> C	43		16.46		10	
CQO	mg.L <sup>-1</sup>	51	>A3	24.75	A3	0.000	A1
Crómio Total	mg.L <sup>-1</sup>	0.0025	A1	0.0025	A1	0.0025	A1
Dureza Total	mg.L <sup>-1</sup>	202		106.51		60	
Estreptococcus Fecais	nº cél.100.ml <sup>-1</sup>	400	A3	44.92	A3	1	A1
Fenóis	mg.L <sup>-1</sup>	0.0107	>A3	0.0033	A3	0.0002	A1
Ferro Dissolvido	mg.L <sup>-1</sup>	0.353	A3	0.21	A2	0.0025	A1
Ferro Total	mg.L <sup>-1</sup>	0.75		0.23		0.04	
Fluoretos	mg.L <sup>-1</sup>	0.42	A1	0.20	A1	0.0115	A1
Fosfatos	mg.L <sup>-1</sup>	0.49	A2	0.11	A1	0.000	A1
Fósforo Total	mg.L <sup>-1</sup>	0.48		0.09		0.005	
Hidrocarbonetos Diss.	Mg.L <sup>-1</sup>	0.081	A2	0.02	A1	0.000	A1
Manganês	mg.L <sup>-1</sup>	1.97	>A3	0.41	A2	0.001	A1
Merúrio	mg.L <sup>-1</sup>	0.0002	A1	0.000065	A1	0.000	A1
Nitratos	mg.L <sup>-1</sup>	4.8	A1	1.63	A1	0.045	A1
Nitritos	mg.L <sup>-1</sup>	4		2.01		0	
Oxidabilidade	mg.L <sup>-1</sup>	14.8		6.72		2.8	
Oxigénio Dissolvido	% Sat.	184.6	A1	99.20	A1	44.3	A3
Oxigénio Dissolvido	mg.L <sup>-1</sup>	15		7.56		0.4	
Ph	(25º C)	9.5	>A3	8.01	A1	7.18	A1
Selénio	mg.L <sup>-1</sup>	0.0005	A1	0.0005	A1	0	A1
SST	mg.L <sup>-1</sup>	54	>A3	25.92	>A3	0	A1
Substâncias tensioact.	Mg.L <sup>-1</sup>	0.053	A1	0.02	A1	0.011	A1
Sulfatos	mg.L <sup>-1</sup>	31	A1	15.53	A1	8.22	A1
Temperatura amostra	º C	34.4	>A3	19.03	A1	7.6	A1
Turvação	NTU	126		34.52		1.3	
Zinco	mg.L <sup>-1</sup>	0.1	A1	0.01	A1	0.00001	A1

**Tabela 4.4 | Concentrações médias mensais no histórico 2004-2010 e picos de poluentes por época.**

Parâmetro	Unidade	Janeiro	Fevereiro	Março	Abril	Mai	Junho	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro	ÉPOCA
Amoníaco não ionizado	mg.L <sup>-1</sup>	0.05	0.01	0.02	0.02	0.01	0.03	0.02	0.03	0.01	0.02	0.01	0	INVERNO/CHUVAS
Alcalinidade	mg.L <sup>-1</sup>								88				72.5	VERÃO/SECO
Algas	nº cél.ml <sup>-1</sup>								66113				35608	VERÃO/SECO
Alumínio	mg.L <sup>-1</sup>								0.09163				0.12641	INVERNO/CHUVAS
Arsénio	mg.L <sup>-1</sup>	0.0012	0.0039			0.0015				0.0039	0.003			VERÃO/SECO
Azoto amoniacal	mg.L <sup>-1</sup>	0.377	0.225	0.231	0.204	0.058	0.114	0.132	0.115	0.142	0.092	0.282	0.33	INVERNO/CHUVAS
Azoto Kjeldahl	mg.L <sup>-1</sup>	1.2	0.9	1.2		1.2		1.1		1.6		1.4		VERÃO/SECO
Bário	mg.L <sup>-1</sup>	0.034	0.027			0.030				0.023				INVERNO/CHUVAS
Boro	mg.L <sup>-1</sup>	0.017	0.02			0.013				0.02	0.026			INVERNO/CHUVAS
Cádmio	mg.L <sup>-1</sup>	0.003	0.003			0.003		0.003		0.003				-
CBO5	mg.L <sup>-1</sup>	3.6	1.6	2	2.3	1.9	1.6	3	3.5	4.1	4	2.9	2	VERÃO/SECO
Chumbo	mg.L <sup>-1</sup>	0.015	0.015			0.015		0.015		0.015				-
Cianetos	mg.L <sup>-1</sup>	0.0025	0.0025			0.0025				0.0025	0.0025			-
Cloretos	mg.L <sup>-1</sup>	42.8	36.7	41.2	44	42	45.8	39.5	47.5	47.3	47.6	35.6	36.7	INVERNO/CHUVAS
Clorofila-A	mg.L <sup>-1</sup>	9.5	7	6.4	6	10.3	9.7	12.9	13.8	72.2	56.2	17.2	6.7	VERÃO/SECO
Cobre Dissolvido	mg.L <sup>-1</sup>	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.01	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	VERÃO/SECO
Cobre	mg.L <sup>-1</sup>	0.0025	0.0025	0.0067	0.0025	0.0025	0.015	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0135	0.0025	VERÃO/SECO
Coliformes Fecais	nº cél.ml <sup>-1</sup>	22	34	22	55	29	11	11	47	3	35	387	13	INVERNO/CHUVAS
Coliformes Totais	nº cél.ml <sup>-1</sup>	43	50	32	70	44	40	34	42	15	70	634	13	INVERNO/CHUVAS
Condutividade	µS.cm <sup>-1</sup> (20 °C)	368.5	339	370.3	362.4	362.2	381.8	389	400.5	394.2	396.4	371.6	348	VERÃO/SECO
Cor	Pt-Co, mg.L <sup>-1</sup>	13.1	26	21.6	19.5	12.9	9.6	9.5	7.9	7.6	7.3	9	18.3	INVERNO/CHUVAS
COT	mg.L <sup>-1</sup> C	15.5	16.5	17.5	18.7	12.3	13.5	11	28	12	11	27	14.5	VERÃO/SECO
CQO	mg.L <sup>-1</sup>	32	32.3	30.2	31.8	34	34.2	34	33.6	32.8	29.3	29.5	33.3	VERÃO/SECO
Crómio total	mg.L <sup>-1</sup>	0.003	0.003			0.003		0.003		0.003				-
Dureza Total	mg.L <sup>-1</sup>	130.8	123.5	128.6	142.6	131.6	152.8	130.4	137.7	135.8	133.2	131.2	119.5	VERÃO/SECO

Parâmetro	Unidade	Janeiro	Fevereiro	Março	Abril	Mai	Junho	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro	ÉPOCA
Estreptococcus Fecais	nº cél.100.ml <sup>-1</sup>	80		50		6		32		2		101		INVERNO/CHUVAS
Fenóis	mg.L <sup>-1</sup>	0.003	0.0002	0.002		0.005		0.004		0.003		0.006		INVERNO/CHUVAS
Ferro Dissolvido	mg.L <sup>-1</sup>	0.08		0.27		0.08		0.11		0.12		0		TRANSIÇÃO
Ferro Total L	mg.L <sup>-1</sup>	0.34	0.09	0.36		0.19		0.21		0.27		0.19		TRANSIÇÃO
Fluoretos	mg.L <sup>-1</sup>	0.24	0.2			0.23		0.01	0.01	0.26	0.42			INVERNO/CHUVAS
Fosfatos	mg.L <sup>-1</sup>	0.05	0.06	0.07	0.07	0.02	0.01	0.01	0.03	0.01	0.02	0.11	0.25	INVERNO/CHUVAS
Fósforo total	mg.L <sup>-1</sup>	0.08	0.08	0.1	0.12	0.04	0.05	0.05	0.05	0.1	0.06	0.12	0.24	INVERNO/CHUVAS
Hidrocarbonetos diss.	Mg.L <sup>-1</sup>	0.029	0.019			0.008				0.005				INVERNO/CHUVAS
Manganês	mg.L <sup>-1</sup>	0.073	0.05	0.03		0.028		0.008		0.123		0.054		VERÃO/SECO
Mercúrio	mg.L <sup>-1</sup>	0.00005	0.00005			0.00005				0.0001	0.00008			VERÃO/SECO
Nitratos	mg.L <sup>-1</sup>	1.6	2.1	2.2	1	0.8	0.5	0.6	0.6	0.6	0.7	1.3	1.8	TRANSIÇÃO
Nitritos	mg.L <sup>-1</sup>	0.04	0.03	0.04	0.04	0.03	0	0	0.01	0	0	0.06	0.04	INVERNO/CHUVAS
Oxidabilidade	mg.L <sup>-1</sup>	8.9	9.2	8.8	9.4	7.1	6.8	7	7.3	7.3	8.4	8.3	7.9	TRANSIÇÃO
Oxigênio Dissolvido	% Sat.	83.9	92	92.4	99.5	87.7	107.8	117.2	136.6	108.1	104.5	70.5	90.1	VERÃO/SECO
Oxigênio Dissolvido	mg.L <sup>-1</sup>	9.3	9.8	8.9	9.1	7.8	8.9	9.3	10.9	9.3	9.3	7	9.9	VERÃO/SECO
pH Campo		8.06	8.24	8.58	8.51	8.6	8.93	8.95	8.99	8.89	8.23	8.36	8.36	VERÃO/SECO
Selênio	mg.L <sup>-1</sup>	0.0005	0.0005			0.0005				0.0005	0.0005			-
SST	mg.L <sup>-1</sup>	12.8	19.8	10.4	10.2	5.5	5.3	5.3	4.4	11.3	7.9	12.1	12.2	INVERNO/CHUVAS
Substâncias tensioact.	Mg.L <sup>-1</sup>	0.02	0.022	0.013		0.013		0.013		0.022		0.02		INVERNO/CHUVAS
Sulfatos	mg.L <sup>-1</sup>	21.8	23	22.6		20.4		22.6		19	22	18.8		INVERNO/CHUVAS
Temperatura	° C	10.8	12.7	14.6	19.6	21.2	24.4	26.6	25.6	23.2	20.3	13.9	10.9	VERÃO/SECO
Zinco	mg.L <sup>-1</sup>	0.005	0.004	0.011	0.021	0.041	0.035	0.023	0.016	0.023	0.003	0.018	0.03	TRANSIÇÃO
Transparência	M	0.8	0.7	1.1	1	1.4	1.3	1.3	1	0.9	0.7	0.6	1	TRANSIÇÃO
Turvação	NTU								12.38				60.2	INVERNO/CHUVAS
Pluviosidade média	mm	62.5	57.5	37.5	42.5	34.5	17.8	5.8	5.7	20	90.8	60	65.8	INVERNO/CHUVAS

De acordo com a Portaria n.º 462/2000, os parâmetros foram classificados da seguinte forma:

- A1 todos os parâmetros com concentrações  $\leq$  VMR para qualidade A1;
- A2 todos os parâmetros com concentrações  $>$  ao VMA da categoria A1;
- A3 todos os parâmetros com concentrações  $>$  ao VMA da categoria A2;
- $>$ A3 todos os parâmetros com concentrações  $>$  VMA da categoria A3.

Da análise da tabela 4.3 infere-se que, em termos médios, água bruta da Albufeira de Monte Novo apresenta carácter ligeiramente incrustante. Os parâmetros responsáveis pela má classificação da água bruta da Albufeira de Monte Novo (A3 e  $>$ A3) são: cor; coliformes fecais e totais; estreptococos totais; CBO; fenóis; manganês e SST. Em termos máximos, acrescentam-se a estes, os parâmetros: ferro dissolvido, azoto kjedahl, temperatura e pH. Estes dados mostram a influência da localização da albufeira: no interior de Portugal Continental e sujeita ao clima típico do Alentejo central, caracterizado por grandes contrastes térmicos e grandes variações qualitativas e quantitativas, tanto à escala diária como anual (ver tabela 4.4). Pode também concluir-se que as contaminações que colocam a água da albufeira de Monte Novo na classe  $>$  A3, têm lugar em situações de ponta. De facto, são apenas os valores máximos registados que atingem tais extremos, valores esses francamente superiores às correspondentes médias calculadas.

Da tabela 4.4, conclui-se que a água bruta superficial da albufeira de Monte Novo é objecto de grandes contaminações, em situações de ponta, relativamente aos parâmetros a seguir indicados:

- a) **Cor e Turvação** – Pela acção conjugada de todas as fontes de poluição agrícolas e agro-pecuária que são tanto mais importantes quanto mais frequentes e intensas forem as chuvadas e as lixiviações e escorrências dos terrenos contíguos à Albufeira. Os picos destes parâmetros ocorrem na estação das chuvas/inverno. A significativa flutuação espelha o efeito da sazonalidade na deterioração da qualidade da água captada pela ETA, justificando a necessidade desta estar dotada de uma linha de tratamento muito flexível;
- b) **Ferro e Manganês** –O aumento da concentração dos metais ferro e manganês ocorre tipicamente em meses de transição e durante o verão, respectivamente;
- c) **Fenóis** – Segundo estudo realizado pelo Instituto da água (2008) a ocorrência destes poluentes tem origem no solo e coberto vegetal típico da região;
- d) **Coliformes Totais/Fecais e Estreptococos** – Por fontes de poluição de aglomerados populacionais e de explorações agro-pecuárias. A ocorrência da contaminação bacteriana ocorre tipicamente nos meses de chuva;

- e) **Fitoplâncton:** Por influência do clima e das características da água bruta. Do ponto de vista da concentração de fitoplâncton, apenas se tratou a informação disponível acerca das concentrações do número total de células de algas e da concentração de clorofila-a. Analisando os quadros podemos observar que o número de células de algas e a concentração de clorofila-a aumentam no período estival, com máximos em Agosto e Setembro respectivamente. Este facto é explicado pelo restrito crescimento de algas durante o Inverno, em função das baixas temperaturas e reduzida luminosidade e pela ocorrência de “blooms” de certas espécies durante o Verão. Sobre as espécies de algas presentes na Albufeira de Monte Novo, Viegas (2010), analisou a água da Albufeira de Monte Novo, a várias profundidades, e os resultados das amostragens realizadas, identificaram a presença de 79 espécies, sendo 45 *Chlorophyceae*, 10 *Bacillariophyceae*, 11 *Euglenophyceae*, 11 *Cyanobacteria* e 2 *Dinophyceae*. Na tabela 4.5 apresentam-se as espécies de cianobactérias identificadas na albufeira de Monte Novo:

**Tabela 4.5 | Ordens e respectivas espécies de Cyanobacteria encontradas na Albufeira de Monte Novo (Viegas, 2010)**

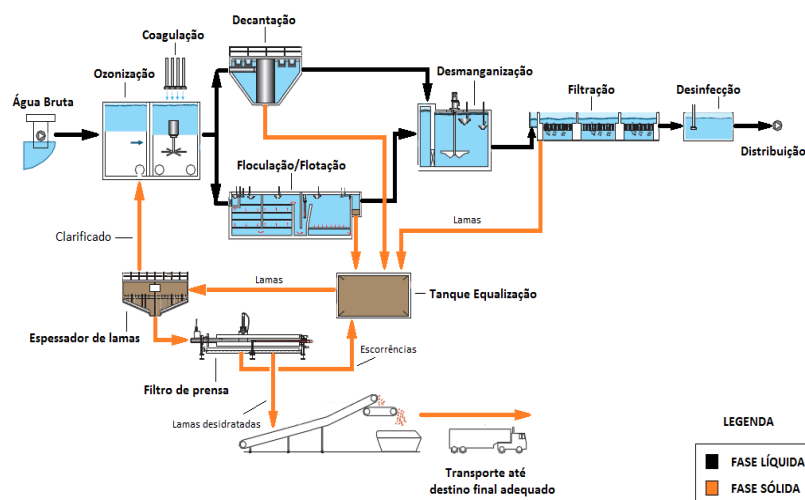
<b>Chroococcales</b>	<b>Hormogonales</b>
<i>Aphanocapsa elachista</i> W. et G.S. W.	<i>Anabaena aphanizomenoides</i> Forti
<i>Aphanocapsa pulchra</i> (Kg.) Rab.	<i>Anabaena flos-aquae</i> (Lyngb.) Bréb.
<i>Merismopedia tenuissima</i> Lemm.	<i>Aphanizomenon flos-aquae</i> (L.) Ralfs.
<i>Microcystis aeruginosa</i> Kutz.	<i>Aphanizomenon issatschenkoi</i> (Usac.) Prosk. – Lavr.
<i>Microcystis pulverea</i> var. <i>incerta</i> (Wood)Forti	<i>Limnothrix planctonica</i> (Woloszynska) c. n.
	<i>Planktothrix</i> sp.

## 4.2 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE A LINHA DE TRATAMENTO EXISTENTE

A ETA de Monte Novo tem sofrido sucessivas remodelações e ampliações, maioritariamente para fazer face a necessidades crescentes de consumo. A actual linha de tratamento resultou de um investimento de reabilitação concluído em 2009, altura em que passou a distribuir água tratada para 3 municípios: Évora, Mourão e Reguengos de Monsaraz (70 000 habitantes, 182 km de condutas, 15 reservatórios de água tratada e 12 estações elevatórias). A população servida



actualmente é de 66 700 habitantes e o horizonte de projecto é 2033. A figura 4.1 ilustra a linha de tratamento actual:



**Figura 4.1 | Linha de tratamento da ETA de Monte Novo (AdCA, 2014)**

A fase líquida da linha de tratamento inclui os seguintes processos e operações unitárias:

**Pré-oxidação com ozono:** tem como objectivo a remoção de compostos causadores de cheiro e sabor, de origem sintética ou natural (onde se incluem o fitoplâncton, metabolitos de algas/cianobactérias, precursores de THM); retardar o desenvolvimento microbológico impedindo a proliferação ao longo da linha de tratamento; oxidação de metais complexados e facilitar o processo de coagulação. Para o efeito é recomendada uma dosagem de ozono entre 2,5 e 4 mg/l embora em Monte Novo se possam chegar a valores > 4mg/l durante o Verão (ver tabela 4.6) (AdCA, 2011). O excesso de dosagem de ozono pode provocar a oxidação da forma reduzida de manganês ( $Mn^{2+}$ ) a permanganato, dando origem a uma água com coloração rosa. A sobredosagem de ozono pode também promover a ruptura celular das cianobactérias e promover a libertação de cianotoxinas intracelulares para a água em tratamento. Adicionalmente, dadas as elevadas concentrações de manganês na água bruta e o tempo de residência que as elevadas taxas de remoção exigiriam na etapa de ozonização, de modo a evitar que a precipitação de óxidos de manganês ocorra na câmara de contacto de  $CO_2$ , levando ao entupimento dos difusores, a remoção deste poluente efectiva-se numa câmara de desmanganização após a flotação/decantação. Esta solução permite ainda reduzir o consumo de ozono.

A última remodelação da ETA de Monte Novo eliminou a etapa de pré-cloragem para reduzir a presença de cloro livre ao longo da linha e assim reduzir a formação de trihalometanos por reacção com ácidos fúlvicos e húmicos. O ozono não origina compostos halogenados na presença de matéria orgânica, contudo, quando aplicado a águas onde exista a presença de brometo, ocorre a formação de subprodutos bromados, sendo o bromato o subproduto mais preocupante, dado o seu poder carcinogénico. Não foi possível recolher dados de qualidade da água bruta

relativamente ao brometo, contudo a informação recolhida à saída da ETA (ver tabela 4.9) denuncia a existência de concentrações de bromofórmio, bromatos e outros subprodutos bromados;

**Remineralização:** Com recurso à injeção de CO<sub>2</sub> e leite de cal, para reposição do equilíbrio calco-carbónico. Na linha de tratamento de Monte Novo, a adição destes reagentes é rara visto o pH na albufeira de Monte Novo ser razoavelmente estável (AdCA, 2011). Estes reagentes são injectados apenas em casos em que a água bruta se apresente com baixa alcalinidade ou com um pH > 8, de modo a garantir a segurança estrutural das tubagens do sistema de abastecimento e da própria instalação;

**Coagulação e adsorção:** com adição simultânea de sulfato de alumínio e CAP, respectivamente. O objectivo é a destabilização da matéria coloidal através da eliminação da sua dupla camada eléctrica, promovendo a formação de um floco com reduzida carga superficial e de carácter hidrofóbico (AWWA, 1999). O benefício de combinar a adsorção em CAP com a mistura e dispersão rápida do agente coagulante manifesta-se não só na poupança de sulfato de alumínio doseado, mas também na melhoria das propriedades de sedimentação do floco formado. O controlo da matéria orgânica natural pode ser feito através da adsorção em CAP da fracção mais hidrofóbica de maior peso molecular. Estes dois processos unitários em conjunto aumentam a remoção da fracção orgânica dissolvida (Szlachta & Adamski, 2009). A coagulação e a adsorção com dosagem de CAP, quando aliados à floculação, sedimentação e filtração, garantem a remoção de turvação (mesmo em situações de ponta); cor; toxinas; compostos causadores de odores; fitoplâncton (estes últimos apenas em casos de reduzida densidade celular, uma vez que a biomassa fitoplânctónica é tipicamente flutuante e dificulta uma sedimentação posterior).

Geralmente, recomenda-se que se evite a redução da dosagem nos períodos de muito boa qualidade da água bruta, uma vez que a operação de decantação poderia ser negativamente afectada pela diminuição do peso dos flocos e, consequentemente, da sua capacidade de sedimentação (AWWA, 1999). Já a dosagem de CAP varia com a qualidade da água bruta e consequentemente as operações de decantação e flotação a jusante são afectadas de diferentes formas. Segundo AdCA (2011) são injectados até 10 mg/l de CAP, sempre que ocorre a deterioração da qualidade da água bruta. Dado que este composto é pesado e sedimenta bem, nestes casos é utilizada a linha de decantação (limitada a 700 m<sup>3</sup>/h). A flotação instalada na ETA de Monte Novo, afim de não comprometer a sua eficiência, não admite receber quantidades de CAP superiores a 2,5 mg/l (AdCA, 2011; Dégremont, 2014). O CAP um composto que sedimenta bem, não sendo favorecido na etapa de flotação.

**Floculação e flotação:** a ETA de Monte Novo possui dois flotadores “turbulentos” AQUADAF™ (tecnologia RICTOR®, propriedade Dégremont), com injeção de ar dissolvido e constituídos, cada um, por uma zona de floculação hidráulica acoplada a uma zona de flotação. O floculador consiste num reactor duplo equipado por chicanas, colocadas de modo a que o próprio

escoamento da água promova a aglomeração das partículas destabilizadas, primeiro em microflocos e posteriormente em aglomerados mais volumosos chamados flocos. Na primeira câmara o fluxo é descendente passando a ascendente na câmara seguinte. À entrada do floculador é injectado polielectrólito para aumento do volume do floco, proveniente do processo de coagulação.

Na entrada do flotador promove-se o contacto entre as bolhas de ar dissolvido e os flocos formados que dependendo das suas dimensões e das dimensões das bolhas, serão arrastados para a superfície. Ao contrário dos flotadores convencionais, neste tipo de flotação “turbulenta”, a largura do órgão é superior ao comprimento que separa a zona de entrada e de saída. Com esta especificidade é possível criar um fluxo horizontal de modo a que, junto da parede de saída do flotador, os sólidos flotados sejam removidos e se favoreça o movimento recirculante da água que, na impossibilidade de ser evacuada, provoca a inflexão do fluxo em direcção ao fundo do flotador, levando nessa trajectória as bolhas de ar que arrastou desde a entrada. Este movimento recirculante permite que a água e as bolhas de ar livre regressem à zona de entrada onde se misturam com a água que acaba de entrar no flotador.

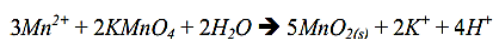
Este movimento provoca uma ligeira turbulência, a qual, não sendo exagerada ao ponto de quebrar o floco formado na floculação, promove inclusivamente condições para que o floco aumente de volume. As bolhas de ar arrastadas com a água formam um colchão de bolhas de ar a uma profundidade variável entre 1-1,5 m, e assim, além de poderem ter um novo período de contacto com os flocos, podem coalescer entre elas e consequentemente, pelo aumento do seu tamanho, adquirir velocidades ascensionais superiores. Por este motivo, este tipo de flotadores oferece cargas hidráulicas mais elevadas comparativamente a flotadores convencionais, tipicamente de 20-40 m/h (Dégremont, 2014) *versus* 10 -15 /h (Kawamura, 2000), respectivamente. Permitem também reduzir o tempo de duração da floculação, que se situa entre 10-15 minutos (Dégremont, 2014), embora para águas com elevada cor, e onde se utilize o sulfato de alumínio no processo de coagulação, seja recomendável um período mínimo de 20 minutos (AWWA, 1999).

A flotação é utilizada em Monte Novo tipicamente durante os meses de Primavera e Verão que coincidem com os períodos de menor turvação, com os blooms de algas e com as maiores necessidades de água. A linha de flotadores permite tratar um caudal de 1100 m<sup>3</sup>/h, porém está limitada pelo nível de turvação na água bruta, o qual deverá ser inferior a 30 NTU, idealmente (Dégremont, 2014). Com turvações superiores, a flotação perde eficiência e admite-se que possa haver elevada fuga de flocos em alturas de ponta de poluição, especialmente em alturas em que a ETA necessite tratar elevados caudais. A fuga de flocos poderá levar à sobrecarga dos filtros a jusante dos flotadores e promover a sua rápida colmatção, culminando na necessidade de sucessivas lavagens as quais, por utilizarem a água filtrada para o efeito, potenciam a perda de produção da ETA. A flotação é também influenciada pelo tamanho de floco, uma vez que é tanto

mais eficiente quando menor for a dimensão do floco formado, comparativamente aos flocos idealmente formados para decantação, tipicamente com cerca de 100 µm (AWWA, 1999).

**Decantação:** A ETA de Monte Novo tem, em paralelo com a linha de flotadores, uma linha de dois decantadores de manto de lamelas com cone central de recolha de lamelas. Estes decantadores incluem o doseamento de polieletrólito para auxiliara a floculação. Tipicamente, durante os meses de inverno, onde as necessidades de água são menores e com níveis de turvação > 50 NTU, opta-se pela linha de decantação. Esta linha é também utilizada nos meses de Primavera/Verão, associado à presença de fitoplankton na água bruta. Estes episódios exigem maiores dosagens de CAP (no máximo 10 mg/l (AdCa, 2011)), e conforme se referiu acima, a linha de flotadores é limitada relativamente ao doseamento deste composto. A limitação do uso dos decantadores durante meses de verão, decorre do facto de apenas permitirem o processamento de um caudal máximo de 700 m<sup>3</sup>/h, não garantindo a entrega de um caudal suficiente para suprimir o consumo;

**Desmanganização:** Dadas as elevadas concentrações de manganês presentes na água bruta, a ETA de Monte Novo dispõe de uma câmara de desmanganização para a sua remoção com recurso ao permanganato de potássio (KMnO<sub>4</sub>). Reagindo apenas com o oxigénio presente na água e no ar, a forma Mn<sup>2+</sup> pode ser oxidada a Mn<sup>4+</sup> e precipitar como um sólido insolúvel de dióxido de manganês (MnO<sub>2</sub>). Por esta oxidação se mostrar muito lenta a valores de pH < 9, é necessário adicionar um catalisador. Sob condições controladas de pH, temperatura, tempo de contacto e dosagem, o permanganato (que contem manganês no seu estado máximo de oxidação – Mn<sup>7+</sup>) vai acelerar esta reacção ao reduzir-se para formar dióxido de manganês:



Os precipitados de dióxido de manganês são posteriormente removidos na etapa de filtração. Um indicador de que a etapa de oxidação do manganês não se encontra correctamente ajustada é a existência de um residual de permanganato não reagido na água tratada, facto que lhe confere uma coloração rosa (AWWA, 1999). À entrada da câmara de desmanganização existe um doseador automático de permanganato de potássio e de leite de cal para adequada dosagem daquele oxidante em função do *set-point* de pH. A dosagem de permanganato de potássio necessário à oxidação é de 0,94 mg/mg de ferro e 1,92 mg/mg de manganês (AWWA, 1999). A utilização de permanganato de potássio como oxidante, apresenta a desvantagem de necessitar de longos tempos de contacto (EPA, 1999). Na reacção do permanganato existe produção de acidez e consequente consumo de alcalinidade (remoção de 1,49 mg/l CaCO<sub>3</sub> por cada 1,21 mg/l Mn<sup>2+</sup> removido). Este facto deve ser tido em conta, visto que na ETA de Monte Novo a aplicação de sulfato de alumínio na coagulação também remove alcalinidade da água. As vantagens do uso de permanganato são a facilidade de utilização e a inexistência de formação de subprodutos halogenados. As desvantagens prendem-se essencialmente com a necessidade de ter de se remover fisicamente o precipitado de dióxido de manganês e com sua limitada capacidade enquanto agente desinfectante.

**Filtração:** a etapa de filtração na ETA de Monte Novo é efectuada por 2 baterias de 4 filtros de areia cada. A água filtrada (não desinfectada) e ar são os meios utilizados para as lavagens do leito filtrante. Geralmente entre 5-10% do caudal tratado é recirculado como água de lavagem (AdCA, 2011). Durante o Verão, caso a ETA esteja a funcionar à carga máxima, é típico ocorrerem 3 lavagens/dia para evitar a colmatção do leito filtrante (AdCA, 2011). Caso o regime de tratamento da ETA esteja a utilizar a linha de decantação, a turvação máxima admitida pelos filtros é de 10 NTU. Já no caso de ser necessária a utilização da linha de flotadores, o nível máximo de turvação admitido pelos filtros é de 4 NTU. Esta diferença está relacionada com os respectivos caudais e cargas hidráulicas, sendo ambos superiores na linha de flotação. A opção de tratar o caudal dos flotadores com turvações superiores a 4 NTU provocaria uma rápida colmatção dos filtros, obrigando a encurtar os tempos de filtração e a aumentar a frequência de lavagem.

A eficiência da filtração na linha de Monte Novo depende da correcta dosagem de coagulante; da formação dos flocos e da eficiência de decantação/flotação dos mesmos; da carga hidráulica afluente aos filtros; da taxa de filtração e das lavagens. Para filtros de areia fina (0,5 mm) é recomendado que a lavagem seja efectuada primeiramente com ar e de seguida com água, com velocidades entre 37-55 m/h e 37 m/h, respectivamente (AWWA, 1999). Segundo AdCA (2011) a água de lavagem dos filtros da ETA de Monte Novo é aplicada com uma velocidade compreendida entre 30 a 45 m/h. Velocidades de lavagem elevadas podem promover a fuga maciça do meio filtrante fluidizado, especialmente em períodos de baixa temperatura e em caso de excesso de expansão do leito.

**Desinfecção:** a etapa de desinfecção final na ETA de Monte Novo utiliza o cloro gás como agente desinfectante último, antes da água tratada ser introduzida ao sistema de abastecimento. O doseamento do cloro garante, mediante tempo de reacção adequado, o controlo do crescimento biológico e a inactivação/destruição de organismos patogénicos. A formação de subprodutos de desinfecção halogenados (trihalometanos), em resultado das reacções entre o cloro livre e precursores orgânicos e os problemas relacionados com o sabor e cheiro da água tratada com cloro, são os principais inconvenientes associados ao uso deste tipo de desinfectante. A dosagem de cloro aplicada na etapa final de tratamento da água deverá garantir, sob qualquer circunstância, a presença residual de cloro ao longo de todo o sistema de abastecimento. Caso a rede de abastecimento seja extensa, é necessário reforço de cloro (recloragem).

O tratamento da fase sólida compreende a equalização e homogeneização das lamas geradas no tratamento da fase líquida, o seu espessamento, desidratação e armazenamento. As referidas etapas permitem o encaminhamento do produto para destino final adequado.

Na tabela 4.6 abaixo, apresentam-se alguns dados relativos ao consumo de reagentes na ETA de Monte Novo, em diferentes períodos do ano:

**Tabela 4.6 | Reagentes utilizados na ETA de Monte Novo (AdCA, 2011)**

ETAPA DE APLICAÇÃO	Reagentes	Verão		Inverno		Concentração máxima (mg/L)
		Caudal de dosagem	Concentração dosagem	Caudal de dosagem	Concentração dosagem	
Pré-oxidação	Ozono	5,04 kg/h	4,58 mg/L	4,29 kg/h	3,9 mg/L	5,26
Coagulação Adsorção Remineralização	Sulfato de Alumínio	150 l/h	180 mg/L	100 L/h	190 mg/L	240
	Dióxido de Carbono <sup>1</sup>	-	-	-	-	60
	Carvão Activado	288 l/h	2,04 mg/L	191 L/h	2,13 mg/L	10
	Leite de Cal	0	0	0	0	5
Floculação Flotação	Polielectrólito	80	0,145 g/m <sup>3</sup>	50	0,145 g/m <sup>3</sup>	0,727
Decantação	Polielectrólito	0	0	0	0	0,727
Desmanganização	Permanganato de Potássio	140 l/h	0,713 mg/L	0	0	5
	Leite de Cal <sup>2</sup>	-	-	-	-	25
Desinfecção	Cloro <sup>3</sup>	-	-	-	-	2
Correcção final de pH	Leite de Cal <sup>4</sup>	-	-	-	-	5

1 – Dosagem de CO<sub>2</sub> ocorre nos casos em que o pH na água captada > 8 e alcalinidade baixa;

2 – Dosagem de leite de cal varia em função do *set-point* de pH definido para a câmara de desmanganização;

3 – Dosagem de cloro varia ao longo do dia, mas garante um residual entre 0,8 – 1 mg/L;

4 – Dosagem de leite de cal para correcção final de pH varia ao longo do dia.

Num estudo efectuado por Vieira et.al (2007) foi investigada a capacidade de remoção de contaminantes biológicos, orgânicos, microbiológico e inorgânicos em linhas de tratamento semelhantes aquela que está instalada em Monte Novo, isto é:

Pré oxidação com Ozono → Coagulação/Floculação → Decantação → Filtração → Desinfecção

Na tabela 4.7 mostra-se a comparação entre uma linha de tratamento convencional e diferentes PSM, relativamente à capacidade de remoção de diversos parâmetros.

**Tabela 4.7| Capacidade de remoção de contaminantes numa linha de tratamento convencional semelhante à de Monte Novo versus alternativas de tratamento (Adaptado de Vieira *et al.*, 2007; AWWA, 1999; U.S.EPA, 2005).**

Parâmetros	ETA	MF	UF	NF
<b>Microbiológicos</b>				
Cryptosporidium parvum (oocistos)	2	5	5	5
Giardia Lambia (oocistos)	4	5	5	5
Ovos de helmintas	3	5	5	5
Coliformes	5	5	5	5
Enterococos	5	5	5	5
Pseudomonas aeruginosa	5	5	5	5
Salmonellas	5	5	5	5
Cianobactérias	4	5	5	5
Enterovírus	4	3	5	5
<b>Matéria Orgânica</b>				
COT	2	3	3	5
UV 254nm	4	3	3	5
<b>Cianotoxinas</b>				
Microcistinas	3	1	1	5
Nodularina	3	1	1	5
Saxitoxinas	2	1	1	5
Anatoxina-a	2	1	1	5
Geosmina	4	1	1	5
MIB	4	1	1	5
<b>Microcontaminantes orgânicos</b>				
Fenol	3	1	1	3
Benzofluorantenos b, k	3	1	1	5
Benzo (g,h,i) perileno	3	1	1	5
Pesticidas	2	1	1	5
THM	2	1	1	3
HAA	2	1	1	3

- 1 – Nenhum controlo sobre o contaminante;  
2 – Algum controlo, mas com muitas limitações operacionais;  
3 – Controlo aceitável, mesmo com limitações;  
4 – Controlo garantido desde que as condições de operação sejam optimizadas para tal;  
5 – Controlo garantido sobre o contaminante com as operações unitárias instaladas.

importa referir a existência de uma etapa de flotação na linha de tratamento Monte Novo a qual pode elevar o grau de controlo sobre a remoção de cianobactérias e fitoplâncton bem como de cistos e oocistos de protozoários e ovos de helmintas. Geralmente, dependendo das espécies, a biomassa fitoplânctónica possui maior capacidade de flutuação do que de sedimentação (AWWA, 1999; Vieira *et al.* 2007).

#### 4.3 CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA TRATADA E OBJECTIVOS FUTUROS

Tendo em conta a linha de tratamento anteriormente referida, importa verificar a sua eficiência em termos de qualidade da água tratada. Na tabela 4.8 apresentam-se os incumprimentos registados face aos valores limite fixados no Decreto-Lei n.º 306/2007, e medidos nos reservatórios de Reguengos de Monsarraz, Mourão e Évora:

**Tabela 4.8 | Excedências de VLE no subsistema de abastecimento Monte Novo entre 2004 e 2014 (AdCA, 2014)**

PARÂMETRO	VALOR DETERM.	VLE (DL 306/2007)	UN.	DATA
Trihalometanos	156	100	µg.L <sup>-1</sup>	1ºT 2006
	145	100	µg.L <sup>-1</sup>	4º T 2007
	170	100	µg.L <sup>-1</sup>	2º T 2008
	230	100	µg.L <sup>-1</sup>	1º T 2009
	119	100	µg.L <sup>-1</sup>	4º T 2009
	120	100	µg.L <sup>-1</sup>	1º T 2010
	140	100	µg.L <sup>-1</sup>	3ºT 2011
pH	6.4	≥6.5 e <9	Esc. Sorensen	1ºT 2011
	6.3	≥6.5 e <9	Esc. Sorensen	
Nitratos	56	50	mg.L <sup>-1</sup>	1º T 2011
	60	50	mg.L <sup>-1</sup>	4ºT 2012
Germes a 22°C	300	0	nº/100 ml	4ºT 2004
Germes a 37°C	100	0	nº/100 ml	4ºT 2004
Coliformes totais	18	0	nº/100 ml	4ºT 2013
Alumínio	260	200	µg.L <sup>-1</sup>	4ºT 2013
Manganês	77	50	µg.L <sup>-1</sup>	3ºT 2007
Oxidabilidade	6.5	5	mg.L <sup>-1</sup>	2ºT 2013
	5.5	5	mg.L <sup>-1</sup>	

Da consulta destes dados, podem retirar-se as seguintes conclusões:

- Para a maioria dos parâmetros cujos valores limite são fixados na legislação, a água tratada na ETA de Monte Novo cumpre os objectivos legais em vigor;
- O parâmetro trihalometanos apresenta incumprimentos de forma recorrente, mesmo depois da última reabilitação da linha de tratamento ter eliminado a operação de pré-cloragem;



- Os valores paramétricos de manganês, alumínio, oxidabilidade, nitratos e pH, apesar de pontualmente acima do valor limite, revelam que a linha de tratamento da ETA não se mostra robusta na remoção/afinação final destes parâmetros, sendo este facto agravado pelo facto do manganês ser um dos parâmetros que ocorre de forma natural na água bruta da Albufeira;
- Os incumprimentos nos parâmetros microbiológicos, coliformes totais e germes, não são aceitáveis e representam um risco para a saúde pública;
- O não cumprimento de alguns valores limite legais, constantes na tabela 4.8, confirmam a dificuldade de controlo teórico presente na tabela 4.7, para os mesmos parâmetros. Com efeito, nessa tabela os contaminantes que não são possíveis de serem controlados e/ou podem sê-lo, mas com limitações de tratamento, são os parâmetros microbiológicos; THM; pesticidas e cianotoxinas.

Tendo em conta o referido, pretende-se a fixação de novos objectivos para a qualidade da água tratada produzida na ETA de Monte Novo, de forma a enquadrar-se numa estratégia de elevação da qualidade da água produzida naquela instalação, objectivo perseguido pela legislação recente, que tem vindo a evoluir à medida que novos métodos de quantificação e de análise são descobertos. Este tem sido o princípio orientador de reabilitações de linhas de tratamento recorrendo a tecnologia não-convencional, como é o caso da tecnologia de separação por membranas. Tendo em consideração a análise efectuada nos subcapítulos anteriores, estes objectivos foram definidos, tendo em atenção os seguintes critérios:

- Cumprimento dos objectivos do Decreto-Lei n.º 306/2007 e fixação, como limite, dos valores atingidos na instalação existente, nos casos em que estes já são inferiores aos constantes do referido decreto;
- Estabelecimento de objectivos mais exigentes do que os referidos no Decreto-Lei n.º 306/2007 para os parâmetros resultantes de subprodutos de desinfecção; químicos; microbiológicos e organolépticos, permitindo assim a produção de água com um nível de qualidade, consentâneo com os novos desafios e tendências de restrições legais.

A aplicação destes critérios à fixação dos objectivos de tratamento para os diversos parâmetros resulta nos valores constantes na tabela 4.9. A tabela inclui informação disponibilizada pela AdCA (2011) sobre qualidade da água na saída da ETA, em dois meses distintos (Agosto e Dezembro). Analisando a tabela, conclui-se que, para alguns parâmetros, a actual configuração da ETA de Monte Novo não garante o cumprimento dos valores objectivo. Em alguns casos, como no dos parâmetros trihalometanos, manganês e turvação os valores obtidos são, para os valores máximos, superiores ou muito próximos daqueles que já se encontram estabelecidos no próprio Decreto- Lei actualmente em vigor.

**Tabela 4.9 | Qualidade da água tratada à saída da ETA de Monte Novo e objectivos de remoção propostos.**

Parâmetros	Saída ETA (AdCA, 2011)	Saída ETA (objectivo)	Limite legal DL nº 306/2007
<b>Subprodutos de desinfecção</b>			
Trihalometanos Total (THM) (µg/l)	74,1	10	100
Clorofórmio (µg/l)	31,8	70*	N/A
Bromofórmio (µg/l)	1,93	0*	N/A
Dibromoclorometano (µg/l)	15,3	60	N/A
Bromodiclorometano (µg/l)	25,1	0	N/A
Bromatos (µg/l)	<5	0	10
HAAs (ug/l)	N/A	60*	N/A
<b>Cianotoxinas</b>			
Microcistina-LR (ug/l)	N/A	0	1
Nodularinas	N/A	0	N/A
Anatoxina-a	N/A	0	N/A
<b>Microbiológicos</b>			
Bactérias Coliformes (N/100 ml)	0	0	0
<i>Clostridium Perfringens</i> (N/100 ml)	0	0	0
<i>E.Coli</i> (N/100ml)	0	0	0
Enterococos (N/100ml)	0	0	0
Nº de colónias a 22°C (N/ml)	17	0	sem alt. Anormal
Nº de colónias a 37°C (N/ml)	0	0	sem alt. Anormal
<i>Cryptosporidium</i>	N/A	0	N/A
<i>Giardia Lambia</i>	N/A	0	N/A
<b>Indicadores</b>			
Alumínio (µg/l)	93	50	200
Ferro (µg/l)	<50	200	200
Manganês (µg/l)	52	50	50
Amónio (mg/l)	< 0,05	0,2	0,5
Carbono Orgânico Total (mg/l)	3,71	2	sem alt. Anormal
Cheiro (factor de diluição a 25 Cº)	<3	0	3
Cor (mg/l, escala Pt-Co)	<2	1	20
Oxidabilidade (mg/l O2)	1,6	1,5	5
pH	7,3	7,5 e 9	6,5 a 9
Sabor (factor de diluição a 25 Cº)	<3	0	3
Turvação (NTU)	0,89	0,1	1
Cloro livre residual	0,47	0,2	0,2 e 0,6

\* Limites de emissão adoptados por U.S.EPA (2001)

#### 4.4 SIMULAÇÃO DE CENÁRIO DE DETERIORAÇÃO DA ÁGUA BRUTA

De acordo com a informação disponibilizada pela AdCA (2011), durante o Verão a Albufeira de Monte Novo apresenta uma cota mais baixa, sendo que ETA tem de captar água proveniente do fundo da albufeira, com pior qualidade e com maiores concentrações de poluentes. Esta é bombada através de uma torre de captação, com 18 m de altura e três comportas de captação a diferentes níveis. As maiores necessidades de água e as elevadas taxas de evaporação, características desta estação do ano, possibilitam variações de nível na albufeira de até 4 cm/dia.

Considerando a dinâmica existente entre as etapas de Coagulação + Floculação/Flotação + Floculação/Decantação + Filtração, conclui-se que a linha de tratamento da ETA de Monte Novo não tem capacidade de tratamento instalada para se adaptar a um cenário de deterioração da qualidade água bruta (para níveis de classificação >A3), que não siga a sazonalidade típica, isto é; a ETA de Monte Novo poderá vir a ter dificuldades no cumprimento dos requisitos no Decreto-Lei nº 306/2007, caso se conjuguem os seguintes eventos durante os meses de Verão (onde é exigível que se opere ao caudal máximo de 1100 m<sup>3</sup>/h):

- Ocorrência de *blooms* de algas/cianobactérias;
- Ocorrência atípica de episódios extremos de precipitação, com consequente lixiviação dos terrenos agrícolas adjacentes, resultando em picos de valores relativos aos parâmetros de sólidos em suspensão, cor e turvação.

Neste cenário, a ETA estará sujeita uma pressão acrescida, para a entrega de um maior caudal de água tratada e em conformidade legal, nos reservatórios da rede de abastecimento. Para tratar elevadas turvações na água bruta, a linha de tratamento terá de utilizar os decantadores, os quais se encontram limitados a 700 m<sup>3</sup>/h. Por outro lado, a existência de organismos fitoplanctónicos dificultará a sua sedimentação. Durante a pré-oxidação com ozono, e durante os processos mecânicos e químicos, pode ocorrer a ruptura da parede celular das cianobactérias com consequente libertação de cianotoxinas intracelulares na massa de água. O aumento da concentração de compostos orgânicos e de fitoplancton obrigará a um aumento na dosagem de CAP na etapa de coagulação/adsorção, facto que impede a eficiente utilização da linha de flotação.

Admitindo que a situação como cenário se prolonga durante algum tempo, dada a elevada necessidade de água durante o Verão, pode ocorrer o caso em que se esgote o volume de água, de um dos reservatórios do sistema de abastecimento de Monte Novo, e a ETA não garanta a entrega de água tratada na quantidade e qualidade necessárias.

Tendo em consideração os novos objectivos de qualidade final da água tratada na ETA de Monte Novo, propostos e fixados na tabela 4.9, não é possível garantir, sem a introdução de uma nova

etapa de afinação, a eliminação de compostos orgânicos naturais e eventuais toxinas produzidas por cianobactérias. Encontrando-se a captação situada numa albufeira como a de Monte Novo, com uma bacia sujeita a situações extremas de cheia ou de reduzidos caudais de estiagem, e que recebe caudais de lixiviação de efluentes agrícolas em situações de chuva, é plausível a ocorrência de contaminações microbiológicas. De facto, segundo AWWA (1999), os vírus podem ser controlados em ETA convencionais durante a etapa de pré-oxidação com ozono, contudo para uma remoção e inactivação mais segura, recomenda-se a introdução de separação por membranas na linha de tratamento.

#### 4.5 LINHA DE TRATAMENTO ALTERNATIVA

A importância estratégica da ETA de Monte Novo no contexto do seu subsistema de abastecimento (inclui o abastecimento dos municípios de Évora, Reguengos de Monsaraz e Mourão), exige a consideração dos objectivos qualitativos anteriormente referidos e recomenda a concepção de uma etapa de afinação final que os consiga atingir. De acordo com o referido anteriormente, os dois princípios básicos que vão basear a adopção de uma solução final de reabilitação, descrevem-se abaixo:

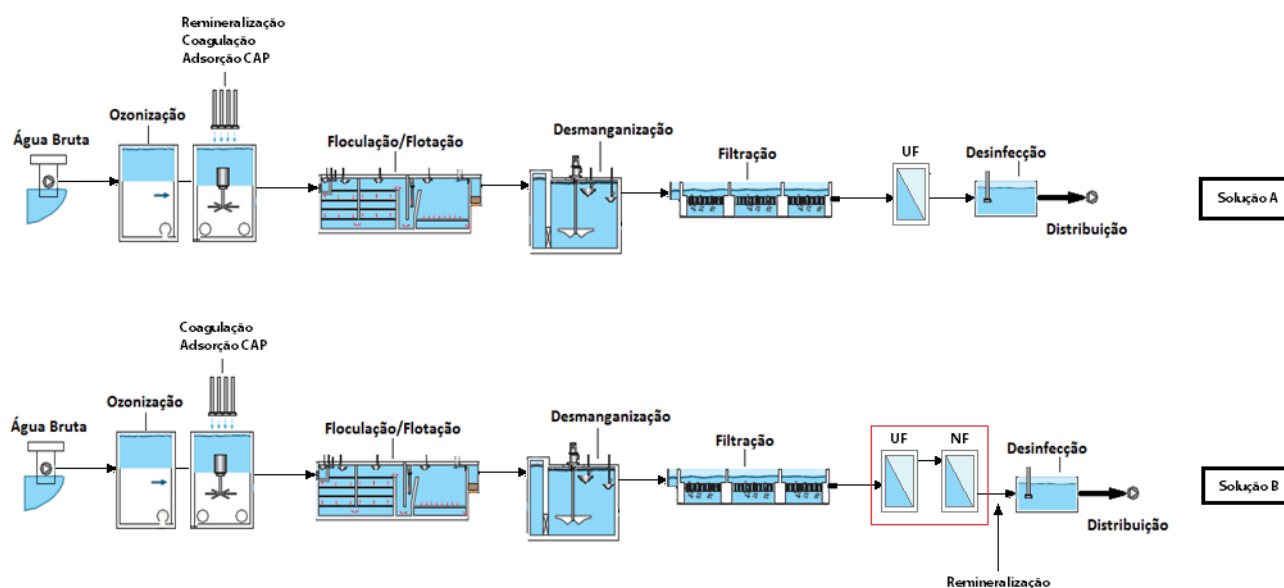
**Solução A** - A introdução de UF na linha de tratamento da ETA de Monte Novo garante a remoção de organismos patogénicos, de vírus e precipitados de manganês e ferro. Dada a elevada turvação e carga de sólidos na albufeira de Monte Novo, a UF terá de ser complementada com um pré-tratamento, o qual poderia ser a linha de tratamento convencional existente (ver solução A na figura 4.2), privilegiando a linha de flotação (garantindo a produção de 1100 m<sup>3</sup>/h) e mantendo a decantação apenas como *back-up*.

A UF apenas garante a remoção de cianotoxinas intracelulares, pelo que estas deverão estar intactas na chegada à etapa de filtração. Uma vez que a linha de tratamento inclui a pré-oxidação por ozono, haverá ruptura da parede celular e libertação de cianotoxinas na água. A combinação CAP + Flotação (DAF) permite remover as cianotoxinas extracelulares, contudo a remoção depende da dosagem e do tempo de contacto. A dosagem de CAP na ETA de Monte Novo, utilizando a linha de flotação, está limitada a 2,5 mg/l, mas é possível o aumento desta dosagem desde não haja a sobrecarga de sólidos no flotador, com consequente excesso de produção de lamas.

**Solução B** - A UF, enquanto processo final de afinação, não garante totalmente a remoção de THM eventualmente formados na linha de tratamento, adicionalmente, poderá prever-se a introdução de uma etapa de NF após a etapa de UF (solução B na figura 4.2). A UF actuará como pré-filtração para a remoção de colóides, sólidos suspensos, bactérias, patogénicos e vírus e a jusante seria instalado um sistema de NF para a remoção de precursores de THM ou de THM entretanto formados.

A NF garantiria igualmente a remoção de cianotoxinas extracelulares. Uma vez que a NF remove iões bivalentes, a pertinência de retirar da etapa de desmanganização deveria ser estudada em pormenor, como forma de minimizar o consumo de reagentes químicos na linha de tratamento.

Como consequência da remoção de COD e BCOD e também dos contaminantes microbiológicos, a água tratada, em qualquer das linhas de reabilitação propostas, deverá possuir uma menor carência de cloro, reduzindo assim a quantidade de cloro necessária na etapa de desinfecção final, comparativamente à solução actualmente instalada na ETA de Monte Novo.



**Figura 4.2 |Soluções alternativas para a reabilitação da ETA de Monte Novo, em função da deterioração da qualidade da água bruta.**



## 5 AVALIAÇÃO DE CUSTOS

Para a presente análise económica foi considerada a informação disponibilizada pela AdCa (2011). Devido a constrangimentos relacionados com o sigilo comercial, relativamente a alguns parâmetros de dimensionamento de sistemas de NF e de todos os processos e reagentes associados, apenas foi possível reunir informação sobre preços de membranas de UF. Por este motivo, a solução dimensionada e analisada neste estudo será a solução A (ver figura 4.2). Nas tabelas 5.1 e 5.2 apresentam-se os dados gerais de funcionamento admitido, comuns às duas soluções e em comparação (ETA actual vs ETA-UF):

**Tabela 5.1 | Dados comuns às duas soluções em análise (AdCa, 2011).**

Dados comuns	ÉPOCA ALTA	ÉPOCA BAIXA
Caudal captado	1 100 m <sup>3</sup> /h	700 m <sup>3</sup> /h
Dias/ano	100	265
Funcionamento da ETA	24 h/dia	

A época alta corresponde ao período de Verão e finais dos períodos de transição (admite-se um período de 100 dias). A época baixa engloba todo o restante período (265 dias), nomeadamente o Inverno. As necessidades de água aumentam no período estival. O preço dos reagentes é também comum às duas soluções em análise.

**Tabela 5.2 | Preços de reagentes aplicados na linha de tratamento (Dégremont, 2014).**

Reagentes	Preço unitário
Ozono	0,095 €/kg de O <sub>2</sub>
Sulfato de Alumínio	0,125 €/kg
Carvão Activado CAP	2,75 €/kg
Cal hidratada	0,15 €/kg
Polielectrólito	3,15 €/kg
Permanganato de Potássio	3,80 €/kg
Cloro gás	0,30 €/kg

Relativamente ao consumo de reagentes (ver tabela 4.6), importa referir o seguinte: a informação foi disponibilizada pela AdCA (2011) e revela um valor excessivo na dosagem de sulfato de alumínio, provavelmente em função da deterioração da qualidade da água bruta e das limitações da linha de tratamento actuais. Com efeito, no Verão e Inverno é referida a dosagem de sulfato de alumínio com uma concentração de 180 mg/l e 190 mg/l, respectivamente. Assim, para análise de custos da solução ETA-UF, irá considerar-se a dosagem de 120 mg/l de sulfato de alumínio, tal como referido em Almeida (2005) e que advém das seguintes considerações:

Dose de alumina = 10 mg/l

Concentração de alumina no produto comercial líquido = 8,3%

Dose de produto comercial líquido = 120 mg/l

Admitiu-se como inalterável o consumo de ozono na etapa de pré-oxidação, em ambas as soluções, quer na época alta, quer na época baixa. As dosagens de ozono disponibilizadas pela AdCA (2011) encontram-se dentro dos limites recomendáveis para tratamento de águas e o aumento da dosagem de ozono durante o verão, é consequência da deterioração da qualidade da água bruta. Apesar de existir na linha de tratamento actual, uma etapa de remineralização com CO<sub>2</sub>, para efeitos da presente análise, o consumo deste reagente foi admitido como nulo, uma vez que o pH na água bruta é muito estável e a utilização deste reagente muito rara. A dosagem de permanganato, leite de cal e de cloro é muito variável, mesmo à escala diária. Uma vez que não foi disponibilizada informação acerca da dosagem média destes reagentes, consideraram-se, em ambas as soluções em análise, as concentrações de solução máximas admissíveis pela linha de tratamento instalada (ver tabela 4.6).

## 5.1 CUSTOS DE OPERAÇÃO DA ETA ACTUAL

Os custos de operação incluem os custos de reagentes e os custo energéticos. Na tabela 5.3 apresentam-se os consumos energéticos fornecidos pela AdCA (2011). Estes revelam o efeito da sazonalidade e das necessidades de água, sobre os consumos energéticos da actual linha de tratamento da ETA de Monte Novo:

**Tabela 5.3 | Consumos energéticos da ETA actual (AdCA, 2011).**

Dados gerais ETA Tem Novo	VERÃO	INVERNO
Caudal captado (m <sup>3</sup> /h)	1 100	700
Consumo total na ETA de Monte Novo (kWh)	489 556	345 887



Segundo AdCA (2011), 60% dos consumos energéticos da ETA devem-se directamente à elevação de água tratada e os restantes 40% à captação de água e ao processo de tratamento. A ETA opera num regime contínuo de 24h/dia, com 3 turnos de 8h/dia, empregando um total de 10 operadores. Seguidamente apresentam-se os resultados dos custos de exploração anuais, para os períodos de época alta e baixa admitidos:

**Tabela 5.4 | Custos de reagentes da ETA actual, na época alta (AdCA, 2011).**

ÉPOCA ALTA (100 dias; Q=1100 m <sup>3</sup> /h)					
Local de aplicação	Reagente	Dosagem mg/l	Consumo kg/dia	Consumo kg/período	Custo Total
Pré-oxidação	Ozono	4,5	118,8	11 880	11 241 €
Coagulação	Sulfato de Alumínio	180	4752	475 200	59 400 €
	Carvão Activado	2,5	66	6 600	18 150 €
	Leite de Cal	5	132	13 200	1 980 €
Floculação/Flotação	Polielectrólito	0,727	19,2	19 19,3	6 046 €
Desmanganização	Permanganato de Potássio	5	132	13 200	50 160 €
	Leite de Cal	25	660	66 000	9 900 €
Desinfecção	Cloro	2	52,8	5 280	1 584 €
Correcção final de pH	Leite de Cal	5	132	13 200	1 980 €
					<b>160 441 €</b>

**Tabela 5.5 | Custos de reagentes da ETA actual, na época baixa (AdCA, 2011).**

ÉPOCA BAIXA (265 dias; Q=700 m <sup>3</sup> /h)					
Local de aplicação	Reagente	Dosagem mg/l	Consumo kg/dia	Consumo kg/período	Custo Total
Pré-oxidação	Ozono	4	67,2	17808	16.850 €
Coagulação	Sulfato de Alumínio	190	3192	845880	105.735 €
	Carvão Activado	10	168	44520	122.430 €
	Leite de Cal	5	84	22260	3.339 €
Decantação	Polielectrólito	0,727	12,2	3236,6	10.195 €
Desmanganização	Permanganato de Potássio	5	84	22260	84.588 €
	Leite de Cal	25	420	111300	16.695 €
Desinfecção	Cloro	2	33,6	8904	2.671 €
Correcção final de pH	Leite de Cal	5	84	22260	3.339 €
					<b>365 842€</b>

**Tabela 5.6 | Custos de operação anuais, da ETA actual.**

Descrição	Quantidades	Custo anual
<i>Reagentes</i>		
Época Alta	606 479 kg	160 441 €
Época Baixa	1 098 429 kg	365 842€
<b>TOTAL REAGENTES</b>	<b>1 704 908 kg</b>	<b>526 283 €</b>
<i>Manutenção</i>		
Reparações/substituições equip.	-	<b>50 000 €</b> (Rogers, 2008)
<i>Energia Época Alta</i>		
Elevação de água tratada	80 475 kWh	8 047 €
Captação + Linha	53 650 kWh	5 365 €
<i>Energia Época Baixa</i>		
Elevação de água tratada	150 674 kWh	15 067 €
Captação + Linha	100 449 kWh	10 045 €
<b>TOTAL ENERGIA</b>	<b>385 248 kWh</b>	<b>38 523 €</b>
<b>TOTAL CUSTOS DE EXPLORAÇÃO ETA-ACTUAL</b>		<b>614 806 €</b>

(Admitindo 0,10 €/kWh)

Para os custos de manutenção da ETA convencional (que incluem reparações e substituições de equipamentos) foi utilizado um valor de 50 000 €/ano, baseado nos custos anuais de manutenção de uma ETA (semelhante à ETA de Monte Novo, na linha de tratamento e na capacidade instalada) analisada por Rogers (2008).

Analisando as tabelas 5.4 e 5.5 pode observar-se que, durante a época alta é admitido que a ETA utiliza apenas a linha de flotação, limitando a dosagem de CAP a montante. A utilização da linha de flotação, é a única forma da ETA actual garantir a entrega de 1 100 m<sup>3</sup>/h de água tratada. Esta limitação é agravada pelo facto de ser possível, durante a época alta, deteriorações da qualidade da água bruta, que obrigam a uma utilização da linha de decantação (limitada a 700 m<sup>3</sup>/h).

## 5.2 CUSTOS DE OPERAÇÃO DA ETA-UF

Para avaliação dos custos de operação da solução ETA-UF, foram utilizados módulos de membrana de fibra oca, do fabricante TORAY, com filtração de fora para dentro, em configuração *dead-end*. Esta configuração, conforme referido no capítulo 2, garante facilidade operacional e minimização do consumo energético. Na tabela 5.7 apresentam-se as características dos módulos:

**Tabela 5.7 | Características do módulo de membradas UF em estudo (TORAY, 2014).**

<b>Modelo</b>	TORAY HFS Series
<b>Tipo de módulo</b>	HFS Series
<b>MWCO</b>	0.02 $\mu\text{m}$
<b>Área superficial por módulo</b>	72 $\text{m}^2$
<b>Fluxo de permeado por módulo</b>	2.4 – 11 $\text{m}^3/\text{h}$
<b>Diametro do módulo</b>	21.6 cm
<b>Comprimento do módulo</b>	216 cm
<b>Peso (com água)</b>	110 kg
<b>Peso (sem água)</b>	67 kg
<b>Tipo de membrana</b>	Fibra oca
<b>Material da membrana</b>	PVDF
<b>Material do vaso exterior</b>	PVC
<b>Material de envasamento</b>	Resina epóxica
<b>Pressão máxima na alimentação</b>	300 kPa
<b>Temperatura de operação</b>	0 - 40°C
<b>pH de operação</b>	1 - 10 (filtração) 0 - 20 limpeza química
<b>Configuração do módulo</b>	<i>Dead-end</i> com filtração de fora para dentro

Tendo em conta as especificações da tabela 5.7, cada módulo tem aproximadamente  $910 \text{ m}^2/\text{m}^3$  de densidade de empacotamento e permite obter um caudal máximo de permeado de  $11 \text{ m}^3/\text{h}$ . Como margem de segurança, admite-se um caudal de permeado de  $10 \text{ m}^3/\text{h.módulo}$ . Assim, para se obter um caudal de água filtrada de  $1\,100 \text{ m}^3/\text{h}$ , serão necessários 110 módulos. Para evitar a colmatção das membranas de fibra oca, a contra-lavagem hidráulica deverá ocorrer, em todos os módulos, uma vez, a cada 60 minutos, com duração de 75 segundos por lavagem (DOW, 2012). Isto implica que, durante um período de 24 horas, cada módulo estará um total de 30 minutos em operação de lavagem e, portanto, em período não produtivo. Tendo em conta o admitido, a cada hora, um conjunto de 3 módulos entrará simultaneamente em modo de lavagem por um período de 75 segundos. Tendo em consideração o acima referido, serão previstos mais 5 módulos a adicionar aos 110 iniciais, para permitir que o caudal de  $1\,100 \text{ m}^3/\text{h}$  seja sempre garantido e que não seja afectado, quer pelo número de módulos em lavagem (3 módulos em simultâneo) quer por eventuais operações de manutenção/verificação de integridade das membranas (margem de 2 módulos). A tabela 5.8 resume as considerações para o dimensionamento do sistema de UF:

**Tabela 5.8 | Considerações sobre o dimensionamento do sistema de UF a aplicar.**

	Época Alta	Época Baixa	unidades
Q Fluxo produzido	1100	700	m³/h
Q unitário	10	10	m³/(h.un)
Análise dos módulos necessários	110 (admitido: 115)	70 (admitido: 110)	un
Módulos a instalar	115		un
Bombas de alimentação			
Bombas em serviço	3		un
Bombas de reserva	1		un
Total Bombas a instalar	4		un
Q unit. Bomba	366,7		m³/h
Q unit. Bombas admitido	370		m³/h
Pressão necessária	250		kPa
Pressão necessária	25,5		mca
Pressão adoptada	30		mca
Potência instalada	45		kW
Potência absorvida	35,6		kW
Bombas de lavagem			
Intervalo entre lavagens/módulo	60		min/un.
Tempo de lavagem/módulo	1,25		min/un.
Módulos em lavagem simultânea	2,4 (admitido 3)		un.
Q Bomba de lavagem	60		m³/h
Bombas em serviço	1		un.
Bombas de reserva	1		un.
Potência instalada	7,95		kW
Potência absorvida	7,11		kW

O caudal unitário das bombas de alimentação foi pensado de forma a dotar o sistema de UF com flexibilidade suficiente para fazer face às diferentes necessidades de água. Assim, existirão três bombas de alimentação que permitem operar em três patamares de caudal: 370 m<sup>3</sup>/h, 740 m<sup>3</sup>/h e 1 110 m<sup>3</sup>/h. Foi admitida uma bomba de recurso, para garantir que existem sempre três bombas disponíveis para funcionamento. Na tabela 5.9 apresenta-se o consumo energético do sistema de bombagem da ETA-UF, obtido através da ferramenta online da Grundfos. Dando como input o caudal e a pressão necessárias, esta ferramenta permite seleccionar a bomba a instalar, dentro de um leque de opções comerciais da marca e dando informações sobre o seu consumo específico e potências.

**Tabela 5.9 | Consumo energético, em época alta e baixa, do sistema de UF a aplicar (Grundfos, 2014).**

Ultrafiltração – ÉPOCA ALTA (100 dias; Q=1100 m³/h)												
EQUIPAMENTO	Total	Marcha	Reserva	Potência Instalada (kW)			Potência Absorvida		Potência Absorvida à rede		Func. Diário (horas)	Consumo Energia diário (kWh)
				Por	Total	Total	Por	Total	Por	Total		
	(nº)	(nº)	(nº)	unidade	instalado	marcha	unidade	marcha	unidade	marcha		
Bombas de alimentação dos módulos de UF	4	3	1	45	180	135	35,6	106,8	39,6	118,7	24	2 848
Bombas de retrolavagem dos módulos	2	1	1	7,95	15,9	7,95	7,11	7,11	7,9	7,9	24	189,6
<b>TOTAL</b>	<b>6</b>	<b>4</b>	<b>2</b>		<b>196 KW</b>	<b>143 KW</b>				<b>127 KW</b>		<b>3 038 KWh/dia</b>

Admitido:

Coefficiente de consumo de energia da rede: 0,9

Custo energia eléctrica: 0,10 €/kWh

Potência  
contratada

Potência  
tomada

Ultrafiltração – ÉPOCA BAIXA (265 dias; Q=700 m³/h)												
EQUIPAMENTO	Total	Marcha	Reserva	Potência Instalada (kW)			Potência Absorvida		Potência Absorvida à rede		Func. Diário (horas)	Consumo Energia diário (kWh)
				Por	Total	Total	Por	Total	Por	Total		
	(nº)	(nº)	(nº)	unidade	instalado	marcha	unidade	marcha	unidade	marcha		
Bombas de alimentação dos módulos de UF	4	2	2	45	180	90	35,6	71,2	39,6	79,11	24	1 898,7
Bombas de retrolavagem dos módulos	2	1	1	7,95	15,9	7,95	7,11	7,11	7,9	7,9	16	126,4
<b>TOTAL</b>	<b>6</b>	<b>3</b>	<b>3</b>		<b>196 KW</b>	<b>98 KW</b>				<b>87 KW</b>		<b>2 025 KWh/d</b>

Admitido:

Coefficiente de consumo de energia da rede: 0,9

Custo energia eléctrica: 0,10 €/kWh

Potência  
contratada

Potência  
tomada

**Tabela 5.10 | Custos de reagentes previstos na ETA-UF, na época na época alta.**

ÉPOCA ALTA (100 dias; Q=1100 m <sup>3</sup> /h)					
Local de aplicação	Reagente	Dosagem mg/l	Consumo kg/dia	Consumo kg/período	Custo Total
Pré-oxidação	Ozono	4,5	118,8	11 880	11 241 €
Coagulação	Sulfato de Alumínio	120	3168	316 800	39 600 €
	Carvão Activado	2,5	66	6 600	18 150 €
	Leite de Cal	5	132	13 200	1 980 €
Floculação/Flotação	Polielectrólito	0,727	19,19	1 919,3	6 046 €
Desmanganização	Permanganato de Potássio	5	132	13 200	50 160 €
	Leite de Cal	25	660	66 000	9 900 €
Desinfecção	Cloro	1,2	31,68	3 168	950 €
Correcção final de pH	Leite de Cal	5	132	13 200	1 980 €
					<b>140 007 €</b>

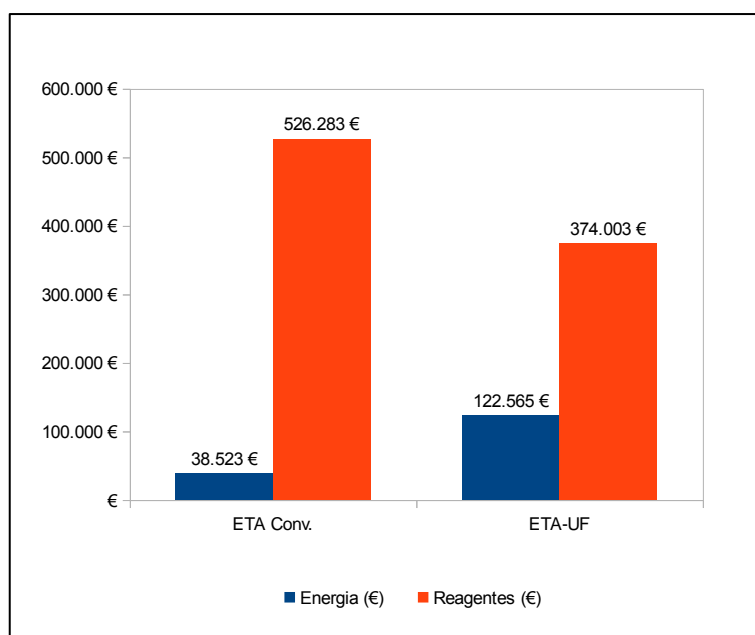
**Tabela 5.11 | Custos de reagentes previstos na ETA-UF, na época na época baixa.**

ÉPOCA BAIXA (265 dias; Q=700 m <sup>3</sup> /h)					
Local de aplicação	Reagente	Dosagem mg/l	Consumo kg/dia	Consumo kg/período	Custo Total
Pré-oxidação	Ozono	4	67,2	17 808	16 850 €
Coagulação	Sulfato de Alumínio	120	2016	534 240	66 780 €
	Carvão Activado	2,5	42	11 130	30 608 €
	Leite de Cal	5	84	22 260	3 339 €
Floculação/Flotação	Polielectrólito	0,727	12,2	3 237	10 195 €
Desmanganização	Permanganato de Potássio	5	84	22 260	84 588 €
	Leite de Cal	25	420	111 300	16 695 €
Desinfecção	Cloro	1,2	20,2	5 342	1 603 €
Correcção final de pH	Leite de Cal	5	84	22 260	3 339 €
					<b>233 996 €</b>

**Tabela 5.12 | Custos de operação anuais da ETA-UF.**

Descrição	Quantidades	Custo anual
<u>Reagentes</u>		
Época Alta UF	445 947 kg	140 007 €
Época Baixa UF	749 837 kg	233 996€
<b>TOTAL REAGENTES UF</b>	<b>1 195 804 kg</b>	<b>374 003 €</b>
<u>Manutenção</u>		
Manutenção na linha convencional	-	<b>50 000 €</b>
<u>Energia Época Alta</u>		
Elevação de água tratada	80 475 kWh	8 047 €
Captação + Linha	53 650 kWh	5 365 €
Processo UF	303 760 kWh	30 376 €
<u>Energia Época Baixa</u>		
Elevação de água tratada	150 674 kWh	15 067 €
Captação + Linha	100 449 kWh	10 045 €
Processo UF	536 643 kWh	53 664€
<b>TOTAL ENERGIA</b>	<b>1 225 651 kWh</b>	<b>122 565 €</b>
<b>TOTAL CUSTOS DE OPERAÇÃO ETA-UF</b>		<b>546 569 €</b>

Os custos de manutenção da solução de UF incluem os custos de manutenção da linha convencional a montante, e portanto, varificáveis nas duas soluções em análise. Os custos de manutenção associados especificamente à substituição de membranas/módulos ao longo dos anos, foram incluídos e consolidados nos custos de investimento. Na figura 5.1, apresenta-se uma comparação dos custos de operação acima descritos, entre a solução actual e a solução variante:



**Figura 5.1 | Comparação dos custos de operação, por tipo, entre a ETA-actual e a ETA-UF.**

A figura 5.1 demonstra aquilo que tem vindo a ser referido ao longo do presente trabalho, e que acaba por realçar uma das grandes vantagens apontadas aos PSM: permitir a utilização de menores doses de reagentes, comparativamente a outras linhas convencionais. Esta poupança parece suplantar o acréscimo de gasto energético que, inevitavelmente, aparece associado a estes processos de separação, que utilizam intensivamente a pressão como força motriz para a separação. Sem a influência do forte investimento inicial nos equipamentos de UF, a solução ETA-UF representaria, desde início, uma poupança operacional anual de 11%, face à solução ETA-actual e a obtenção de um indicador de custo operacional normalizado ao volume produzido de 0,08 €/m<sup>3</sup> comparativamente a 0,09 €/m<sup>3</sup>, respectivamente.

### 5.3 CUSTOS DE INVESTIMENTO NA SOLUÇÃO ETA-UF

Os custos de investimento inicial no sistema de membranas incluem o sistema de bombagem, o número de módulos necessários e ainda a consolidação, ao ano zero, da necessidade de substituição total dos módulos. Admite-se que o tempo médio de vida das membranas de fibra oca é de 5/6 anos, sendo necessário repetir o investimento nos 115 módulos, por três vezes, ao longo de um período de 15 anos. Admitiu-se igualmente que o sistema de bombas não necessita de substituição, caso a manutenção seja a adequada. Na tabela 5.13 apresenta-se um resumo dos custos de investimento inicial e previstos ao longo do horizonte de projecto:

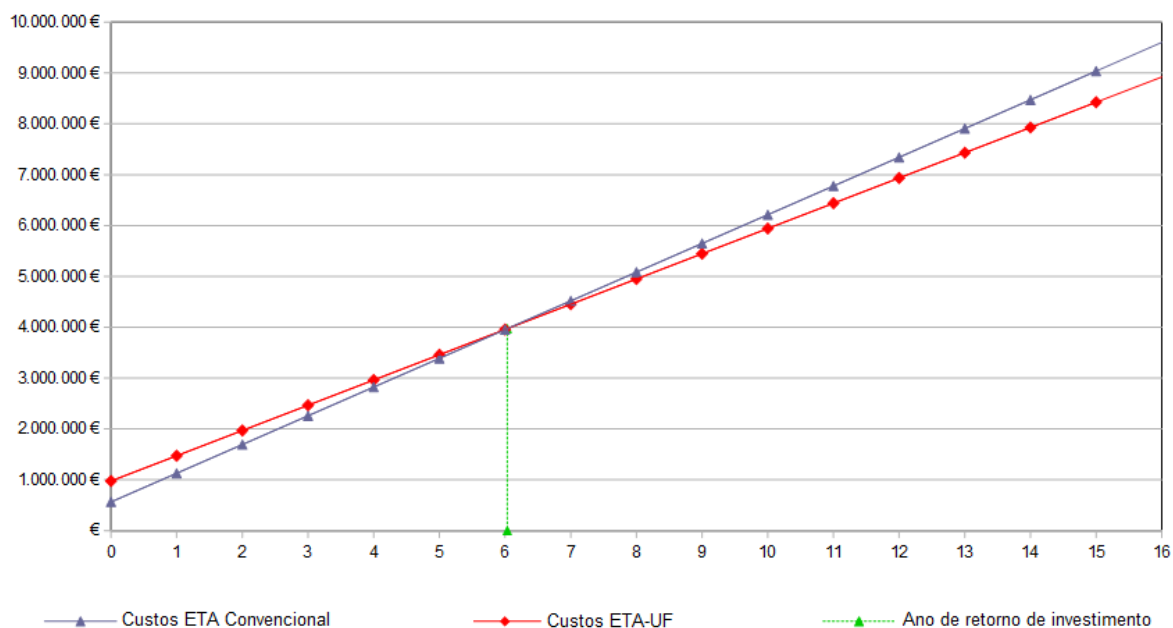
**Tabela 5.13 | Custos de investimento para sistema de UF, no horizonte de 15 anos.**

EQUIPAMENTO	Un.	Custo unitário	Custo total
Bombas de alimentação dos módulos de UF	4	9 000 €	36 000 €
Bombas de retrolavagem dos módulos	2	3 500 €	7 000 €
Módulos de Ultrafiltração	115	950 €	109.250 €
Módulos a adquirir/substituir (a 15 anos)	345	950 €	327 750 €
<b>TOTAL</b>			<b>480 000 €</b>

Tendo em consideração a informação acima referida, bem como os resultados dos custos de exploração anual da solução ETA actual *versus* ET-UF, verificou-se qual o período de retorno do investimento feito na UF. A figura 5.2 mostra que, ao fim de 6 anos, é possível recuperar o investimento inicial realizado, caso se mantenha o perfil de época baixa e alta que aqui se admite, bem como o de doseamento de reagentes e os custos energéticos da ETA-UF. Nesta análise não é contabilizada a componente da receita, já que a tarifa paga pelo município ao operador será a mesma, quer no caso da ETA actual, quer no caso da ETA-UF, uma vez que, para o cenário analisado, o volume tratado, e entregue, é o mesmo nas duas soluções. O que difere é a



flexibilidade de resposta de cada linha perante um cenário de deterioração, como aquele previsto no capítulo 4.4.



**Figura 5.2 | ETA-Actual versus ETA-UF: rectas de custos de exploração anuais acumulados, a 16 anos (15+ano zero) e período de retorno expectável do investimento inicial.**

# 6

## CONSIDERAÇÕES FINAIS E CONCLUSÕES

O aumento das exigências legais, em termos de qualidade de água para consumo humano, tem acompanhado a evolução dos métodos analíticos que permitem, actualmente, a identificação e quantificação de compostos inorgânicos e orgânicos que, até há pouco tempo, eram desconhecidos. Produtos farmacêuticos, hormonas, disruptores endócrinos, THM, cianotoxinas, vírus e agentes patogénicos têm sido apontados como os principais contaminantes emergentes nas massas de água, em todo o mundo.

Associado a isto, as alterações climáticas têm originado frequentes fenómenos extremos de seca e de precipitação que provocam bruscas e severas alterações da qualidade da água bruta. Caso a ETA associada a essa origem não seja flexível o suficiente para aguentar o aumento da concentração de poluentes, a qualidade da água para consumo humano fica comprometida. Adicionalmente, num mundo em crescente evolução, em que a escassez de água já é, actualmente, uma ameaça séria à sobrevivência da humanidade, existe pertinência no uso adequado de origens de água de qualidade inferior, com vista ao seu tratamento para consumo humano.

Os processos de separação por membrana apresentam-se como uma opção válida e com a flexibilidade necessária para a produção de água de elevada qualidade, independentemente das oscilações de qualidade na origem. Dependendo do tipo de membranas, da sua estrutura, do material constituinte, tamanho dos poros, tipo de módulos, configuração de operação, e do objectivo principal de remoção, os processos de MF, UF, NF e OI podem ser aplicados ao tratamento de água para consumo humano. A aplicação de PSM nas linhas de tratamento é efectuada de duas formas essenciais: utilização de PSM em regime de filtração directa, apenas com a inclusão de um pré-tratamento a montante ou combinando os PSM com a tecnologia convencional instalada na linha a reabilitar.

A combinação de processos convencionais e PSM, melhora simultaneamente os processos de cada um. Por um lado, os processos convencionais impedem e minimizam a rápida colmatção das membranas, controlando os custos operacionais. Por outro lado, as membranas representam uma etapa de afinação final da linha de tratamento que possibilitará a obtenção de uma água para consumo humano de excelente qualidade. A combinação de processos de coagulação, oxidação, adsorção em CAP, flotação (DAF) com PSM, permite obter elevadas taxas de remoção de turvação, THM, cianotoxinas, vírus e de compostos orgânicos e inorgânicos.

Com vista à redução da turvação, recomenda-se a aplicação de MF e UF, já que as membranas de NF e OI, por serem densas e não-porosas, estão sujeitas a um grau superior de colmatação, quando não complementadas por um pré-tratamento adequado. Também a remoção de MON em linhas de tratamento com MF/UF deve ser preconizada com combinação de outros processos de remoção convencionais: oxidação, coagulação/floculação e adsorção em CAP, com o objectivo de reduzir a colmatação orgânica e de aumentar a eficiência de remoção de poluentes.

A presença de MON afecta a qualidade da água tratada, não só por implicar incrementos nas dosagens de desinfectantes e coagulantes, mas também porque é a base precursora de formação de SPD como os THM, HAA's e compostos de bromo. A utilização isolada de pré-oxidação, ao mesmo tempo que aponta ao objectivo de remoção de cianobactérias e de inactivação microbiológica, potencia a formação destes compostos. Nesta etapa, tem-se evitado a pré-cloragem, para minimizar a formação de THM, nomeadamente clorofórmio. A utilização do ozono é recomendada, mas na presença de brometo pode formar bromato, um SPD com elevado potencial carcinogénico. As membranas conseguem remover tanto os precursores de SPD como os SPD formados na linha de tratamento. A remoção efectua-se por separação física e por adsorção de compostos orgânicos. A MF e a UF podem remover SPD, desde que combinadas com um adequado pré-tratamento. As membranas de NF e OI, aplicadas isoladamente, removem os SPD originados na pré-oxidação, mas, nestes casos é também recomendado um pré-tratamento, para evitar o aumento da frequência de colmatação e de ciclos de lavagem.

Os PSM mostram-se robustos e eficazes na remoção de microrganismos, provando serem uma barreira efectiva a organismos patogénicos, vírus e bactérias. A remoção de poluentes microbiológicos de maiores dimensões, como as bactérias e os protozoários, pode ser efectuada em membranas de MF e UF, mas a remoção de vírus implica a aplicação de UF com dimensões de poro mais reduzidas. O uso de NF para remoção microbiológica está dependente do teor de sólidos da água bruta, ou de adequado pré-tratamento para remoção da MON.

Águas superficiais, como a da Albufeira de Monte Novo, sujeitas à ocorrência natural de manganês e ferro, necessitam de uma etapa para a remoção destes metais através da sua oxidação. A remoção de ferro e manganês, por processos de MF e UF, é dependente da etapa de oxidação destas espécies e, conseqüente, da remoção dos precipitados formados. A remoção das formas reduzidas e dissolvidas destes metais só pode ser alcançado com NF e OI, sendo que no caso da NF, os precipitados de manganês podem, inclusivamente, provocar fenómenos de *scaling* na superfície da membrana.

A Albufeira de Monte Novo, conforme se verificou através da análise efectuada no capítulo 4, encontra-se eutrofizada, estando sujeita à ocorrência de *blooms* algais e de cianobactérias. A presença destas células na linha de tratamento levanta vários desafios. Por um lado, poderá ser vantajosa a sua remoção intacta, sem libertação das toxinas intracelulares, por outro, caso a linha

de tratamento necessite de uma pré-oxidação, será inevitável a lise celular e a consequente libertação de metabólitos tóxicos na linha de tratamento.

A separação por membranas de cianotoxinas intracelulares pode ser efectuada por processos de MF e de UF, desde que a células não fiquem acumuladas na superfície da membrana por um longo período de tempo. Caso isso ocorra, a pressão e caudal de alimentação ao módulo de membrana pode provocar a ruptura da parede celular das cianobactérias e a libertação de cianotoxinas. A NF, além de remover as células intactas de cianobactérias, remove também os metabolitos intracelulares.

Os parâmetros responsáveis pela má classificação da água bruta da Albufeira de Monte Novo (A3 e >A3) são: cor; coliformes fecais e totais; estreptococos totais; CBO; fenóis; manganês e SST. Em termos máximos, acrescentam-se a estes, os parâmetros: ferro dissolvido, azoto kjedahl, temperatura e pH. Já no que concerne a água tratada, o histórico das análises analíticas, realizadas no período 2004-2014, observou-se que o parâmetro trihalometanos representa a maioria dos incumprimentos legais. Não obstante uma ocorrência minoritária, as excedências detectadas nos parâmetros microbiológicos, coliformes totais e germes, não são aceitáveis e representam um risco para a saúde pública.

Conclui-se que a reabilitação da linha de tratamento, deverá ser estudada tendo em conta, não só novos objectivos para a qualidade da água tratada produzida na ETA de Monte Novo, mas também as suas actuais limitações no que concerne os caudais tratados. Prevê-se que esta instalação tenha dificuldades em adaptar-se a um cenário de deterioração da qualidade água bruta, que não siga obrigatoriamente a sazonalidade típica, por exemplo, um cenário onde a ocorrência de *blooms* de algas/cianobactérias coincida com episódios extremos de precipitação, promovendo picos de sólidos em suspensão, cor e turvação. Concluiu-se que neste cenário, a actual linha não conseguirá entregar o caudal exigido sem comprometer a qualidade da água tratada.

Do ponto de vista da reabilitação da ETA de Monte Novo, a introdução de UF na linha de tratamento, garante a remoção de organismos patogénicos, de vírus e precipitados de manganês e ferro. Dada a elevada turvação e carga de sólidos na albufeira de Monte Novo, o sistema de UF seria complementado pela linha de tratamento convencional existente, que actuará como pré-tratamento. Esta solução, capaz de fazer face ao cenário de deterioração que foi simulado, foi analisada comparativamente à solução actualmente instalada.

A análise económica efectuada permitiu aferir acerca dos custos energéticos e de operação associados às duas soluções. Conclui-se que, comparativamente à linha de tratamento actual, o consumo energético anual da solução ETA-UF, tanto em época baixa, como em época alta, é mais elevado, uma vez que a UF necessita de pressão constante para efectivar a separação. Já o consumo de reagente foi mais reduzido. Globalmente, a poupança obtida através das menores

dosagens de reagentes, permitiu diluir o efeito de um maior consumo energético, relativamente à ETA actual. Tendo em conta o elevado investimento inicial no sistema de UF, que inclui substituições dos módulos de membranas ao longo dos anos, e os custos de exploração da solução actual, obteve-se período de retorno a 6 anos para um horizonte de 16 anos (15 + ano zero). Em suma, a solução com UF mostra-se como uma alternativa viável para a reabilitação de ETA convencionais, dotando-as de maior flexibilidade, não só perante variações qualitativas na origem, como também na antecipação de legislação cada vez mais exigente.

# 7

## BIBLIOGRAFIA

AdCA (2011). Dados de operação da ETA de Monte Novo. Informação facultada presencialmente e a título individual.

Alcamo, J., Henrichs, T., Rösch, T. (2000). "World Water in 2025 – Global modeling and scenario analysis for the world commission on water for the 21st century". Center for Environmental Systems Research. University of Kassel.

Almeida, M. G. (2005). *Contribuição para o estudo da avaliação de instalação de sistemas de tratamento de águas. Desenvolvimento de um algoritmo de cálculo*. Faculdade de Ciências e Tecnologia – Universidade Nova de Lisboa. Lisboa.

Almeida, M. G. (2008). *Sistemas de separação por membranas*. Faculdade de Ciências e Tecnologia – Universidade Nova de Lisboa.

Amy, G., Alleman, B., & Cluff, C. (1990). "Removal of Dissolved Organic Matter by Nanofiltration". Journal of Environmental Engineering, February 1990, Vol. 116, No. 1 : pp. 200-205.

Arnal, J. M., Garcia-Fayos, G., Lora, J. (2009). "Ultrafiltration as an alternative membrane technology to obtain safe drinking water from surface water: 10 years of experience on the scope of the AQUAPOT project." Desalination 248(1-3): 34-41.

Asano, T. (2007). *Water reuse : issues, technology, and applications*. New York, McGraw-Hill.

Ates, N., Yilmaz, L., Kitis, M., Yetis, U., (2009). "Removal of disinfection by-product precursors by UF and NF membranes in low-SUVA waters." Journal of Membrane Science 328(1–2): 104-112.

AWWA (1996). *Water treatment membrane processes*. New York, McGraw-Hill.

AWWA (1999). *Water quality and treatment : a handbook of community water supplies*. New York, McGraw-Hill.

AWWA (2005). *Microfiltration and ultrafiltration membranes for drinking water*. Denver, Colorado. American Water Works Association.

AWWA (2006). *Occurrence of Manganese in Drinking Water and Manganese Control*. Washington D.C. American Water Works Association & U.S.EPA.

Acedido em: <http://www.waterrf.org/PublicReportLibrary/91147.pdf>

Baker, R. W. (2004). *Membrane Technology and Applications* (2ª ed.). Chichester, Inglaterra: John Wiley & Sons.

Bates, B.C., Kundzewicz, Z.W., Wu, S., Palutikof, J.P. (2008). "Climate change and water". Geneva: Technical paper of the Intergovernmental Panel on Climate change. IPCC Secretariat; 2008.

Bekbolet, M., Uyguner, C.S., Selcuk, H., Rizzo, L., Nikolau, A.D., Meric, S., Belgiorno, V. (2005). "Application of oxidative removal of NOM to drinking water and formation of disinfection by-products." *Desalination* 176(1-3): 155-166.

Benjamin, M. M., & Lawler, D. F. (2013). *Water Quality Engineering: Physical and Chemical Treatment Processes*. Hoboken, New Jersey. Wiley and Sons.

Betancourt, W. Q. & J. B. Rose (2004). "Drinking water treatment processes for removal of *Cryptosporidium* and *Giardia*." *Veterinary Parasitology* 126(1-2): 219-234.

Böddeker, K. W. (1995). "Commentary: Tracing membrane science." *Journal of Membrane Science* 100(1): 65-68.

Bottino, A., Capannelli, G.; Comite, A., Ferrari, F., Firpo, R., Venzano S. (2009). "Membrane technologies for water treatment and agroindustrial sectors." *Comptes Rendus Chimie* 12(8): 882-888.

Braeken, L., Ramaekers, R., Zhang Y., Maes, G., Van der Bruggen, B., Vandecasteele, C. (2005). "Influence of hydrophobicity on retention in nanofiltration of aqueous solutions containing organic compounds." *Journal of Membrane Science* 252(1-2): 195-203.

Cabassud, C., Anselme, C., Bersillon, J.L., Aptel, P. (1991). "Ultrafiltration as a nonpolluting alternative to traditional clarification in water treatment." *Filtration & Separation* 28(3): 194-198.

Campinas M., Teixeira M.R., Lucas H., Rosa M.J., (2002). "Previsão da capacidade de remoção de cianobactérias e cianotoxinas na ETA de Alcantarilha".

Carroll, T., King, S., Gray, S.R., Bolto B.A., Booker, N.A. (2000). "The fouling of microfiltration membranes by NOM after coagulation treatment." *Water Research* 34(11): 2861-2868.

Castro-Hermida, J. A., García-Presedo, I., Almeida, A., González-Warletaa, M., Costa, J.M., Mezo, M. (2008). "Detection of *Cryptosporidium* spp. and *Giardia duodenalis* in surface water: A health risk for humans and animals." *Water Research* 43(17): 4133-4142.

Chennamsetty, R., Escobar, I, Xu, X. L. (2006). "Characterization of commercial water treatment membranes modified via ion beam irradiation." *Desalination* 188(1-3): 203-212.

Cheryan, M. (1998). *Ultrafiltration and microfiltration handbook*. Lancaster, Pa. [u.a.], Technomic Pub. Co.

Childress, A. E. & Elimelech, M. (1996). "Effect of solution chemistry on the surface charge of polymeric reverse osmosis and nanofiltration membranes." *Journal of Membrane Science* 119(2): 253-268.

Chiou, Y. T., Hsieh, L., Yeh, H. H. (2010). "Effect of algal extracellular polymer substances on UF membrane fouling." *Desalination* 250(2): 648-652.

Choo, K. H., Lee, H., Choi, S. (2005). "Iron and manganese removal and membrane fouling during UF in conjunction with prechlorination for drinking water treatment." *Journal of Membrane Science* 267(1–2): 18-26.

Coelho, P.S., Diogo, P., Almeida, M.m Mateus, N. Rodrigues, A. (2004). "Influência do fósforo de origem agrícola na classificação do estado trófico das principais albufeiras de Portugal Continental". APRH, 7º congresso da água.

CONFAGRI (2008). Portal da Confederação das Cooperativas Agrícolas e do Crédito Agrícola de Portugal, acedido em: <http://www.confagri.pt/>

Degrémont (1989). *Mémento technique de l'eau : édition du cinquanteaire*. Rueil-Malmaison (92508), Degrémont.

Degrémont (2014). Informação comercial sobre preços de reagentes e funcionamento dos flotadores AQUADAF (com tecnologia Rictor), facultada a título individual.

Delpla, I., Jung, A. V., Baures, E., Clement M., Thomas, O. (2009). "Impacts of climate change on surface water quality in relation to drinking water production." *Environment International* 35(8): 1225-1233.

Di Zio, A., Prisciandaro, M., Barba D. (2005). "Disinfection of surface waters with UF membranes." *Desalination* 179(1–3): 297-305.

EEA (2007). *Europe's environment: The fourth assessment*. ISBN 978-92-9167-932-4. Copenhagen, Denmark.



EEA (2008). *Impacts of Europe's changing climate: indicator-based assessment*. Joint EEA-JRC-WHO report. Copenhagen, Denmark.

EEA (2009). *Water resources across Europe — confronting water scarcity and drought*. Report No 2/2009. ISSN 1725-9177.

Elimelech, M., W. H. Chen, Waypa, J. J. (1994). "Measuring the zeta (electrokinetic) potential of reverse osmosis membranes by a streaming potential analyzer." *Desalination* 95(3): 269-286.

Elimelech, M., Z. Xiaohua, Childress, A. E., Seungkwan H., (1997). "Role of membrane surface morphology in colloidal fouling of cellulose acetate and composite aromatic polyamide reverse osmosis membranes." *Journal of Membrane Science* 127(1): 101-109.

Elver, H. (2006). "International Environmental Law, Water and the Future". *Third World Quarterly*, Vol. 27, No. 5, pp 885 – 901, 2006.

Fiksdal, L. & T. Leiknes (2006). "The effect of coagulation with MF/UF membrane filtration for the removal of virus in drinking water." *Journal of Membrane Science* 279(1–2): 364-371.

Flemming, H. C., Schaule, G., Griebe, T., Schmitt, J. Tamachkiarowa, A. (1997). "Biofouling--the Achilles heel of membrane processes." *Desalination* 113(2-3): 215-225.

General Electric (2011). Acedido em: <http://www.gewater.com/products/pure-water-membranes.html>

Gijsbertsen-Abrahamse, A. J., Schmidt, W., Chorus, I., Heijman, S. G. J.(2006). "Removal of cyanotoxins by ultrafiltration and nanofiltration." *Journal of Membrane Science* 276(1–2): 252-259.

Glater, J. (1998). "The early history of reverse osmosis membrane development." *Desalination* 117(1-3): 297-309.

Grundfos WebCaps (2014). Ferramenta *online* de dimensionamento de bombas.

Acedido em: <http://net.grundfos.com/App/WebCAPS/sizingplugin?userid=GMAinternal&lang=PTG>

Gullinkala, T. & Escobar, I. (2010). "A green membrane functionalization method to decrease natural organic matter fouling." *Journal of Membrane Science* 360(1-2): 155-164.

Guo, H. & Ulbricht, M. (2010). "Surface modification of polypropylene microfiltration membrane via entrapment of an amphiphilic alkyl oligoethyleneglycolether." *Journal of Membrane Science* 349(1-2): 312-320.

Han, J., Jeon, B., Futatsugi, N., Park, H. (2013). "The effect of alum coagulation for in-lake treatment of toxic Microcystis and other cyanobacteria related organisms in microcosm experiments." *Ecotoxicology and Environmental Safety* 96(0): 17-23.

Health Canada (2012). Turbidity in drinking water. Acedido em: <http://www.hc-sc.gc.ca/ewh-semt/pubs/water-eau/turbidity/index-eng.php>

Heijman, S. G. J., Vantieghem, M., Raktoe, S. G. J., Verberk J. Q. J. C., Dijk, J.C. (2007). "Blocking of capillaries as fouling mechanism for dead-end ultrafiltration." *Journal of Membrane Science* 287(1): 119-125.

Hoek, E. M. V., Bhattacharjee, S., Elimelech, M. (2003). "Effect of Membrane Surface Roughness on Colloid–Membrane DLVO Interactions." *Langmuir* 19(11): 4836-4847.

Hong, S. & Elimelech, M. (1997). "Chemical and physical aspects of natural organic matter (NOM) fouling of nanofiltration membranes." *Journal of Membrane Science* 132(2): 159-181.

INAG (2008). *Relatório trienal referente à directiva 75/440/CEE e à directiva 79/869/CEE: Período 2005 – 2007*.

Acedido em: [http://snirh.apambiente.pt/snirh/download/relatorios/REL\\_DIR\\_ORIGENS\\_05-07.pdf](http://snirh.apambiente.pt/snirh/download/relatorios/REL_DIR_ORIGENS_05-07.pdf)

Jacangelo, J. G., Trussell, R., Watson, M. (1997). "Role of membrane technology in drinking water treatment in the United States." *Desalination* 113(2-3): 119-127.

Jucker, C. & Clark, M. (1994). "Adsorption of aquatic humic substances on hydrophobic ultrafiltration membranes." *Journal of Membrane Science* 97: 37-52.

Kang, S.-T., Subramani, A., Hoek, E. M. V. (2004). "Direct observation of biofouling in cross-flow microfiltration: mechanisms of deposition and release." *Journal of Membrane Science* 244(1-2): 151-165.

Kawamura, S. (2000). *Integrated design and operation of water treatment facilities*. Hoboken, NJ, Wiley.

Kim, J., Zhenxiao, C., Benjamin, M. (2008). "Effects of adsorbents on membrane fouling by natural organic matter." *Journal of Membrane Science* 310(1–2): 356-364.

Koltuniewicz, A., & Drioli, E. (2008). *Membranes in Clean Technologies* (Vol. 2). Weinheim, Alemanha: Wiley VCH.

Komlenic, R. "Rethinking the causes of membrane biofouling." *Filtration & Separation* 47(5): 26-28.

- Lebeau, T., Lelièvre, C., Buisson, H., Cléret, D., Venter, V., Côte, P. (1998). "Immersed membrane filtration for the production of drinking water: combination with PAC for NOM and SOC removal." *Desalination* 117(1–3): 219-231.
- Leiknes, T. (2009). "The effect of coupling coagulation and flocculation with membrane filtration in water treatment: A review." *Journal of Environmental Sciences* 21(1): 8-12.
- Lerch, A., Panglisch, S., Buchta, P.; Tomita, Y, Yonekawa, H, Hattori, K., Gimbel, R. (2005). "Direct river water treatment using coagulation/ceramic membrane microfiltration." *Desalination* 179(1-3): 41-50.
- Li, M., Wu, G., Guan, Y, Zhang, X. (2011). "Treatment of river water by a hybrid coagulation and ceramic membrane process." *Desalination* 280(1–3): 114-119.
- Lin, C.-F., Lin, T.-Y, Hao, O. J. (2000). "Effects of humic substance characteristics on UF performance." *Water Research* 34(4): 1097-1106.
- Listiarini, K., Tor, J, Sun, D. D., Leckie, J. O. (2010). "Hybrid coagulation–nanofiltration membrane for removal of bromate and humic acid in water." *Journal of Membrane Science* 365(1–2): 154-159.
- Ma, W., Zhicai, S., Zhonxiang, Yu, B., Tong, C. W., Chan, U. S., Chan, H. M., Shuca, Z. (1998). "Application of membrane technology for drinking water." *Desalination* 119(1–3): 127-131.
- Madaeni, S. S. (1999). "The application of membrane technology for water disinfection." *Water Research* 33(2): 301-308.
- Mallevalle, J., Wiesner M.R., Odendaal, P. (1996). *Water treatment membrane processes*. New York, McGraw Hill.
- Mansouri, J., Harrisson, S., Chen, V. (2010). "Strategies for controlling biofouling in membrane filtration systems: challenges and opportunities." *Journal of Materials Chemistry* 20(22): 4567-4586.
- Mänttari, M., Puro, L., Nuortila-Jokinen, J. (2000). "Fouling effects of polysaccharides and humic acid in nanofiltration." *Journal of Membrane Science* 165(1): 1-17.
- MAOTDR (2007). "Plano Estratégico de Abastecimento de Água e de Saneamento de Águas Residuais ". Acedido em: <http://www.maotdr.gov.pt/Admin/Files/Documents/PEAASAR.pdf>
- Marconnet, C., *et al.* (2009). "Biodegradable dissolved organic carbon concentration of feed water and NF membrane biofouling: a pilot train study." *Desalination* 242(1-3): 228-235.
- Mierzwa, J. C., *et al.* (2008). "Direct drinking water treatment by spiral-wound ultrafiltration membranes." *Desalination* 230(1–3): 41-50.

Moon, J., *et al.* (2009). "Evaluation of a low-pressure membrane filtration for drinking water treatment: pretreatment by coagulation/sedimentation for the MF membrane." *Desalination* 247(1-3): 271-284.

Mulder, M. (1997). *Basic principles of membrane technology*. Dordrecht, Netherlands: Kluwer Academic Publishers.

Murdoch, P.S., *et al.* (2000). "Potential effects of climate change on surface-water quality in North America". *Journal of the American Water Resources Association* 36, 347–366.

NDWC (1999). *Tech brief: Membrane Filtration*. March.

Negri, A. P., Jones, G.J., Blackburn, S.I., Yasukatsu, O., Hideyuki, O. (1997). "Effect of culture and bloom development and of sample storage on paralytic shellfish poisons in the cyanobacterium *anabaena circinalis*." *Journal of Phycology* 33(1): 26-35.

Orecki, A., Tomaszewska, M., Karakulski, A., Morawski A.W. (2004). "Surface water treatment by the nanofiltration method." *Desalination* 162(0): 47-54.

Peter-Varbanets, M., Zurbrugg, C., Swartz, C., Pronk, W. (2009). "Decentralized systems for potable water and the potential of membrane technology." *Water Research* 43(2): 245-265.

Pressdee, J. R., Veerapanen, S., Shorney-Darby, H.L, Clement, J.A. (2006). *Integration of membrane filtration into water treatment systems*. Denver, CO, Awwa Research Foundation/American Water Works Association/IWA Pub.

Qi, L., Liang, H., Wang, Y., Li, G. (2009). "Integration of immersed membrane ultrafiltration with the reuse of PAC and alum sludge (RPAS) process for drinking water treatment." *Desalination* 249(1): 440-444.

Rashdi, B. A. M., Johnson, D.J., Hilal, N. (2013). "Removal of heavy metal ions by nanofiltration." *Desalination* 315(0): 2-17.

Rautenbach, R. & Albrecht, R. (1989). *Membrane processes*. Chichester; New York, Wiley.

Rogers, C. S. (2008) . *Economic costs of conventional surface-water treatment: a case study of the McAllen Northwest Facility*. Texas A&M University.

Rosa, M. J., Vieira, P. (2009). *O tratamento de água para consumo humano face à qualidade da água de origem*. Instituto Regulador de Águas e Resíduos. LNEC.

Saquib, M., Vinckier, C., Van der Bruggen. (2010). "The effect of UF on the efficiency of O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> for the removal of organics from surface water." *Desalination* 260(1–3): 39-42.

Schäfer, A. I. Fane, A.G., Waite, T.D. (1998). "Nanofiltration of natural organic matter: Removal, fouling and the influence of multivalent ions." *Desalination* 118(1-3): 109-122.

Schäfer, A. I. Fane, A.G., Waite, T.D. (2000). "Fouling effects on rejection in the membrane filtration of natural waters." *Desalination* 131(1-3): 215-224.

Scott, K. (1995). *Handbook of industrial membranes*. Oxford, Elsevier Advanced Technology.

Siddiqui, M., Amy, G., Ryan, J., Odem, W. (2000). "Membranes for the control of natural organic matter from surface waters." *Water Research* 34(13): 3355-3370.

Singh, R. (2006). *Hybrid membrane systems for water purification technology, systems design and operation*. Amsterdam; Oxford, Elsevier.

Strathmann, H., *et al.* (2006). *An introduction to membrane science and technology*. Rende, Institute on Membrane Technology.

Sun, F., Pei, H., Hu, W., Ma, C. (2012). "The lysis of *Microcystis aeruginosa* in  $AlCl_3$  coagulation and sedimentation processes." *Chemical Engineering Journal* 193–194(0): 196-202.

Sutskover-Gutman, I., Hasson, D., Semiat, R. (2010). "Humic substances fouling in ultrafiltration processes." *Desalination* 261(3): 218-231.

Szlachta, M., & Adamski, W. (2009). "Effects of natural organic matter removal by integrated processes: alum coagulation and PAC-adsorption." *Water Sci Technol* 59(10): 1951-1957.

Teixeira, M. R., & Rosa, M.J. (2006). "Integration of dissolved gas flotation and nanofiltration for *M. aeruginosa* and associated microcystins removal." *Water Research* 40(19): 3612-3620.

Teixeira, M. R., & Rosa, M.J. (2003). "pH adjustment for seasonal control of UF fouling by natural waters." *Desalination* 151(2): 165-175.

TORAY (2014). Hollow-fiber membrane modules HFS 2020 Series specifications.  
Acedido em: [http://www.toraywater.com/products/mf/Pressurized\\_HFUHFS\\_series.pdf](http://www.toraywater.com/products/mf/Pressurized_HFUHFS_series.pdf)

U.S.EPA (1999). *Alternative Disinfectants and Oxidants: Guidance Manual*. Office of Water.EPA 815-R-99-014.  
Acedido em: [http://www.epa.gov/ogwdw/mdbp/alternative\\_disinfectants\\_guidance.pdf](http://www.epa.gov/ogwdw/mdbp/alternative_disinfectants_guidance.pdf)

U.S.EPA (2001). *Low pressure membrane filtration for pathogen removal application, implementation, and regulatory issues*. Washington, D.C., Office of Ground Water and Drinking Water.

U.S.EPA (2001). *The Stage 1 Disinfectants and Disinfection Byproducts Rule*. Office of Water. EPA 816-R-01-014.

Acedido em: <http://www.epa.gov/safewater/mdbp/stage1dbprwhatdoesitmeantoyou.pdf>

U.S.EPA (2005). *Membrane filtration guidance manual*. Washington, D.C., United States Environmental Protection Agency, Office of Water.

U.S.EPA (2012). *Cyanobacteria and Cyanotoxins factsheet: Information for Drinking Water Systems*. Acedido em: [http://water.epa.gov/scitech/swguidance/standards/criteria/nutrients/upload/cyanobacteria\\_factsheet.pdf](http://water.epa.gov/scitech/swguidance/standards/criteria/nutrients/upload/cyanobacteria_factsheet.pdf)

UN (2008). *The millennium development goals report 2008*. Acedido em: [http://mdgs.un.org/unsd/mdg/Resources/Static/Products/Progress2008/MDG\\_Report\\_2008\\_En.pdf](http://mdgs.un.org/unsd/mdg/Resources/Static/Products/Progress2008/MDG_Report_2008_En.pdf)

USDI (1998). *The desalting and water treatment membrane manual: a guide to membranes for municipal water treatment (2<sup>nd</sup> edition)*. Denver, Colo., U.S. Dept. of the Interior, Bureau of Reclamation.

USDI (2009). *DBP: Trihalomethanes Fact Sheet*.

Acedido em: <http://www.usbr.gov/pmts/water/publications/primer.html>

USDI (2009). *Cryptosporidium and Giardia Fact Sheet*.

Acedido em: <http://www.usbr.gov/pmts/water/publications/reportpdfs/Primer%20Files/08%20-%20Bio%20-%20Crypto%20&%20Giardia.pdf>

Uyak, V., Koyuncu, I., Oktem, I., Cakmakci, M., Toroz, I. (2007). "Removal of trihalomethanes from drinking water by nanofiltration membranes." *Journal of Hazardous Materials* 152(2): 789-794.

Uyak, V., Toroz, I. (2008). "Seasonal variations of disinfection by-product precursors profile and their removal through surface water treatment plants." *Science of The Total Environment* 390(2-3): 417-424.

Van Vliet, M. T. H. & Zwolsman, J. J. G. (2008). "Impact of summer droughts on the water quality of the Meuse river." *Journal of Hydrology* 353(1-2): 1-17.

Vasconcelos, V. M., Sivonen, W.R., Evans, W.R., Carmichael, W.W., Namikoshi, M. (1996). "Hepatotoxic microcystin diversity in cyanobacterial blooms collected in portuguese freshwaters." *Water Research* 30(10): 2377-2384.

Viegas, V.R. (2010). *Fitoplâncton das Albufeiras do Divor, Monte Novo e Pêgo do Altar: contribuição para o estudo da qualidade da água*. Faculdade de Ciências da Universidade de Lisboa.

Vieira, P., Alegre, H., (2007). *Estações de tratamento de água para consumo em Portugal*. Lisboa, Informação Técnica Hidráulica ITH 44. LNEC.

Vrouwenvelder, J. S., Graf von der Schulenburg, D.A, Kruithoff, J.C., Johns, M.L., Van Loosdrecht, M.C.M., (2009). "Biofouling of spiral-wound nanofiltration and reverse osmosis membranes: A feed spacer problem." *Water Research* 43(3): 583-594.

Vrouwenvelder, J. S., Van Loosdrecht, M.C.M, Kruithoff, J.C. (2011). "Early warning of biofouling in spiral wound nanofiltration and reverse osmosis membranes." *Desalination* 265(1-3): 206-212.

Wagner, J. (2001). *Membrane filtration handbook : practical tips and hints*. Minnetonka MIN, Osmonics.

WHO (2010). *Water global annual assessment of sanitation and drinking-water: GLAAS 2010 : targeting resources for better results*. Acedido a 3 de Fevereiro de 2011 em: [http://www.who.int/water\\_sanitation\\_health/glaas/en/](http://www.who.int/water_sanitation_health/glaas/en/)

WHO (2011). *Guidelines for drinking-water quality. 4th edition*. Acedido em: [http://www.who.int/water\\_sanitation\\_health/publications/2011/dwq\\_guidelines/en/](http://www.who.int/water_sanitation_health/publications/2011/dwq_guidelines/en/)

Wiesmann, U., Choi, I.S., Dombrowski, E.M. (2007). *Fundamentals of biological wastewater treatment*. Weinheim, WILEY-VCH.

WRF (2014). *Advancing the Science of Water Managing Cyanotoxins*. Acedido em: [http://www.waterrf.org/resources/StateOfTheScienceReports/Cyanotoxins\\_StateOfTheScience.pdf](http://www.waterrf.org/resources/StateOfTheScienceReports/Cyanotoxins_StateOfTheScience.pdf)

Xia, S., Nan, J, Liu, R., Li. G. (2004). "Study of drinking water treatment by ultrafiltration of surface water and its application to China." *Desalination* 170(1): 41-47.

Yamamura, H., Kimura, K., Okajima, T., Tokumoto, H., Watanabe, Y. (2008). "Affinity of Functional Groups for Membrane Surfaces: Implications for Physically Irreversible Fouling." *Environmental Science & Technology* 42(14): 5310-5315.

Zhang, T.C., Surampalli, R.Y, Vigneswaran, R.D., Tyagi, R.D, Ong, S.L, Lao, C.M. (2012). *Membrane technology and environmental applications*. ASCE. Virginia, USA.

Zouboulis, A., Zamboulis, D., Szymanska, K. (2014). "Hybrid membrane processes for the treatment of surface water and mitigation of membrane fouling." *Separation and Purification Technology* 137(0): 43-52.

Zularisam, A., Ismail, A.F., Salim, R. (2006). "Behaviours of natural organic matter in membrane filtration for surface water treatment - a review." *Desalination* 194(1-3): 211-231.

## **8** ANEXOS



**Anexo I | Capacidade de resistência de diferentes materiais de membranas (Adaptado de Wagner, 2001).**

	Comp.	CA	PSO	PVDF	PAN	SiO <sub>2</sub>	Cel.
3 < pH < 8							
pH < 3 ou pH > 8							
Temperatura > 35°C							
Ácidos húmicos							
Proteínas							
Polissacarídeos							
Desperdícios têxteis							
Hidrocarbonetos alifáticos							
Hidrocarbonetos aromáticos							
Oxidantes							
Ésteres e cetonas							
Álcool							

	Elevada resistência/tolerância.
	A informação é teórica e os resultados práticos são dúbios.
	Reduzida resistência/tolerância.

**Comp.** – Membrana compósita  
**CA** – Acetato de celulose  
**PSO** – Polissulfona  
**PVDF** – Fluoreto de polivinilideno  
**PAN** – Poliacrilonitrila  
**SiO<sub>2</sub>** – Dióxido de silício  
**Cel.** – Celulose

**Anexo II | Materiais de membranas utilizados em diferentes PSM (Adaptado de: Wiesmann et al., 2006).**

PSM	Membrana		Material da camada superficial (activa)
	Tipo de estrutura	Natureza do material	
MF	Membranas porosas simétricas ou assimétricas	Membranas poliméricas, cerâmicas ou metálicas	Polipropileno
			PVDF
			Polissulfona
			Óxido de alumínio
			Aço refinado
			Dióxido de Titânio
			Dióxido de Zircónio
UF	Membranas porosas simétricas ou assimétricas	Membranas poliméricas ou cerâmicas	Polissulfona
			Poliacrilonitrila
			Poliétersulfona
			Dióxido de Titânio
			Dióxido de Zircónio
NF	Membranas com nanoporos ou densas, assimétricas	Membranas poliméricas, membranas compósitas	PVDF
			Poliamida
			Acetato de celulose
OI	Membranas densas	Membranas poliméricas, membranas compósitas	Poliétersulfona
			Poliamida 95%
			Acetato de celulose 95%

**Anexo III | Principais ocorrências em processos de colmatção biológica de membranas  
(Adaptado de AWWA, 1996).**

Ocorrência	Tempo de início <sup>1</sup>	Descrição/Explicação
Filme orgânico primário	Segundos/minutos	Refere-se à rápida adsorção de macromoléculas orgânicas dissolvidas e de substâncias inorgânicas, na interface membrana/líquido.
Adesão celular primária	Segundos/minutos	Adesão bacteriana primária e depende da natureza da superfície das células bacterianas, do tipo de membrana, das características químicas da água bruta e da hidrodinâmica do sistema. Contribui grandemente para a acumulação precoce de biofilme.
Separação celular	Segundos/minutos	Tem influência na taxa acumulação de biofilme. A separação celular é promovida por agentes biocidas, dispersantes, etc.
Crescimento/ Multiplicação celular	Minutos/horas	Ocorre na presença de nutrientes dissolvidos na água bruta. Pode contribuir grandemente para a formação de biofilme quando não existe dosagem de biocidas.
SPE	Minutos/horas	Contribui para uma maior integridade estrutural do biofilme. Actua como uma barreira reactiva ao transporte de biocidas e promove a concentração/armazenamento de nutrientes.
Adesão celular secundária	Dias/Semanas	Inicia-se após a formação primária do biofilme promovida pelas células precursoras. É bastante influenciada pelas propriedades superficiais e fisiológicas do biofilme primário. Conduz a uma maior diversidade de espécies.
Desagregação de biofilme	Dias/Semanas	Refere-se à desagregação de células e biomassa. Ocorre em resposta a mudanças hidrodinâmicas e à promoção de condições de turbulência, presença de biocidas, dispersantes, etc.
Envelhecimento do biofilme	Semanas/meses	Morte acelerada de células, em biofilmes de idade avançada. Em sistemas de fluxo contínuo a morte celular está em equilíbrio com o crescimento do biofilme. A lise celular pode resultar na libertação de nutrientes solúveis na linha de água.

1 – Tempo decorrido até início da ocorrência, após instalação de uma nova membrana

#### Anexo IV | Principais causas e efeitos dos vários tipos de colmatção ocorridos em membranas (USID, 1998).

	SUBSTÂNCIAS INORGÂNICAS SOLÚVEIS	SUBSTÂNCIAS ORGÂNICAS SOLÚVEIS	COLÓIDES	MATERIAL BIOLÓGICO (BACTÉRIAS, ALGAS, FUNGOS, ETC.)
<b>Causas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Sobresaturação de soluto na fase de alimentação ou na superfície da membrana;</li> <li>Presença de núcleos de cristalização.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Presença de ácidos húmicos e fúlvicos;</li> <li>Pré tratamento inadequado;</li> <li>Excesso de utilização da membrana.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Excesso de utilização da membrana;</li> <li>Período de sedimentação inadequado.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Pré-tratamento inadequado;</li> <li>Fluxo inadequado ao longo do módulo;</li> <li>Existência de espaços mortos;</li> <li>Atracção hidrofóbica entre as células e a superfície da membrana;</li> <li>Produção de SPE.</li> </ul>
<b>Efeitos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Redução da rejeição de sais nos últimos estágios dos módulos;</li> <li>Aumento da perda de carga nos últimos estágios dos módulos;</li> <li>Declínio do fluxo de permeado;</li> <li>Formação de incrustações na superfície da membrana.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Difusão parcial através da membrana;</li> <li>Formação de pontes de hidrogénio com a superfície da membrana;</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Formação de camada gel;</li> <li>Declínio de fluxo de permeado;</li> <li>Redução da rejeição de sal;</li> <li>Afectam sobretudo os últimos estágios modulares.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Declínio do fluxo de permeado;</li> <li>Aumento inicial de rejeição de sal;</li> <li>Afecta sobretudo os primeiros estágios;</li> <li>Acumulação de subprodutos metabólicos;</li> <li>Deterioração da membrana com reduções de rejeição.</li> </ul>
<b>Prevenção</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Amaciamento da água de alimentação;</li> <li>Acidificação da água de alimentação;</li> <li>Utilização de agentes quelantes.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Coagulação/sedimentação ou UF como pré-tratamento.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Amaciamento da água de alimentação.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Pré-filtração;</li> <li>Utilização de surfactantes durante a operação previne a adesão bacteriana;</li> <li>Redução da taxa de recuperação.</li> </ul>
<b>Remediação</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Solução com pH ácido, com adição de quelantes;</li> <li>Temperatura normal de operação;</li> <li>Métodos físicos: limpeza com ultra-sons, magnetismo, hidrodinâmica.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Solução com pH alcalino;</li> <li>Temperatura elevada;</li> <li>Limpeza hidráulica com caudal elevado;</li> <li>Adição de detergente.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Solução com pH alcalino;</li> <li>Temperatura elevada;</li> <li>Limpeza hidráulica com caudal elevado;</li> <li>Detergente.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>pH básico;</li> <li>Temperatura elevada;</li> <li>Elevadas taxas de fluxo;</li> <li>Detergente;</li> <li>Utilização de enzimas auxiliam no desprendimento do biofilme.</li> </ul>

## Anexo V | Principais métodos de controlo de colmatção de membranas.

MÉTODOS DIRECTOS	MÉTODOS INDIRECTOS
<ul style="list-style-type: none"><li>• Promotores de turbulência (espaçadores de membranas)</li><li>• Inversão do sentido do escoamento</li><li>• Membranas rotativas ou vibratórias</li><li>• Limpeza ultra sónica</li><li>• Limpeza química</li><li>• Limpeza hidráulica</li><li>• Limpeza mecânica</li><li>• Lavagem em contra-corrente (com permeado ou gás)</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Pré-tratamento por filtração</li><li>• Tratamento da superfície da membrana</li><li>• Preparação de membranas hidrofílicas</li><li>• Selecção de modos de operação apropriados</li><li>• Selecção de condições óptimas de operação</li></ul>

